

ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR DE  
INGENIEROS DE MINAS Y ENERGÍA  
Titulación: Ingeniero Técnico de Minas

PROYECTO FIN DE CARRERA

DEPARTAMENTO DE ENERGÍA  
Y COMBUSTIBLES

COLUMNA DE DESTILACIÓN  
ATMOSFÉRICA DE 100 000 BPD

Javier Agudín Muñoz

SEPTIEMBRE DE 2015

Autorizo la presentación del proyecto  
COLUMNA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA DE 100 000 BPD

Realizado por  
Javier Agudín Muñoz

Dirigido por  
Enrique Querol Aragón

Firmado: Prof. Enrique Querol Aragón

Fecha: 5 de octubre de 2015

## **Agradecimientos**

A mi familia por hacer posible el llegar hasta aquí con su apoyo incondicional y a mis amigos, tanto los que estaban desde el inicio, como a los que conocí a lo largo de esta etapa.

# ÍNDICE

RESUMEN .....	VI
ABSTRACT .....	VI
<b>DOCUMENTO Nº 1: MEMORIA .....</b>	<b>I</b>
<b>1 OBJETIVO Y ALCANCE DEL PROYECTO .....</b>	<b>2</b>
<b>2 INTRODUCCIÓN A LA DESTILACIÓN .....</b>	<b>3</b>
2.1 DESTILACIÓN SIMPLE .....	3
2.2 DESTILACIÓN FRACCIONADA .....	4
<b>3 PROCESO DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA .....</b>	<b>6</b>
3.1 EL PETRÓLEO Y SU COMPOSICIÓN .....	6
3.2 CARACTERIZACIÓN DEL CRUDO .....	8
3.2.1 Densidad .....	9
3.2.2 Contenido en azufre .....	10
3.2.3 Factores de caracterización .....	11
3.2.4 Contenido en nitrógeno .....	13
3.2.5 Pour point .....	13
3.2.6 Flash point .....	13
3.2.7 Vapor de presión .....	14
3.2.8 Residuo carbonoso .....	14
3.2.9 Curvas de destilación .....	14
3.3 UNIDADES DEL PROCESO DE TOPPING .....	18
3.3.1 Desalado del crudo .....	19
3.3.2 Calentamiento en el horno .....	20
3.3.3 Columna de destilación atmosférica o de topping .....	21
<b>4 DISEÑO BÁSICO DE LA COLUMNA .....</b>	<b>23</b>
4.1 DATOS Y CRITERIOS PARA EL DISEÑO .....	23
4.2 CARACTERIZACIÓN Y RENDIMIENTO DE LOS CORTES .....	25
4.3 PESOS MOLECULARES MEDIOS .....	26
4.4 BALANCE GLOBAL EN LA COLUMNA .....	27
4.5 BALANCES ENERGÉTICOS EN LA ZONA FLASH Y EN EL STRIPPER DE FONDO .....	29
4.5.1 Presión y temperatura en la zona de flash .....	31

4.5.2	<i>Balance de energía en el “stripper” de fondo</i>	33
4.6	BALANCES ENERGÉTICOS ENTRE LA ZONA FLASH Y EL PRIMER PLATO DE EXTRACCIÓN Y EN EL STRIPPER LATERAL INFERIOR	36
4.6.1	<i>Estimación de la temperatura de rocío del agua</i>	37
4.6.2	<i>Balance en el “stripper” lateral 3</i>	42
4.7	BALANCE ENERGÉTICO ENTRE LA ZONA “FLASH” Y EL SEGUNDO PLATO DE EXTRACCIÓN Y BALANCE EN EL “STRIPPER” LATERAL 2	44
4.7.1	<i>Estimación de la temperatura de rocío del agua</i>	46
4.7.2	<i>Balance en el “stripper” lateral 2</i>	51
4.8	BALANCE ENERGÉTICO DESDE LA ZONA “FLASH” HASTA EL PLATO SUPERIOR DE EXTRACCIÓN Y “STRIPPER” LATERAL 1	53
4.8.1	<i>Estimación de la temperatura de rocío del keroseno</i>	55
4.8.2	<i>Balance en el “stripper” lateral 1</i>	60
4.9	BALANCE TOTAL DE LA COLUMNA Y CARGA DEL CONDENSADOR DE CABEZA	63
4.10	CAUDAL DE VAPOR EN CABEZA DE COLUMNA Y REFLUJO EXTERNO	63
4.10.1	<i>Temperatura en la cabeza de la columna</i>	64
4.11	CÁLCULO DEL NÚMERO DE PLATOS TEÓRICOS DE LA COLUMNA Y GRADO DE SEPARACIÓN ENTRE CORTES SUCESIVOS	67
4.12	DIMENSIONES DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN	71
4.12.1	<i>Cálculo del diámetro</i>	71
4.12.2	<i>Cálculo de la altura</i>	74
4.13	DIMENSIONAMIENTO DE LOS “STRIPPERS” LATERALES	75
4.13.1	<i>“Stripper” lateral 1</i>	75
4.13.2	<i>“Stripper” lateral 2</i>	76
4.13.3	<i>“Stripper” lateral 3</i>	77
5	<b>CONCLUSIONES</b>	78
6	<b>BIBLIOGRAFÍA</b>	79
	<b>DOCUMENTO Nº 2: ESTUDIO ECONÓMICO</b>	83
1	<b>COSTES DEL PROYECTO</b>	84
1.1	<b>PRESUPUESTO</b>	84

## ÍNDICE DE FIGURAS

<i>Figura 1: Equipo de destilación simple .....</i>	<i>3</i>
<i>Figura 2: Columna de destilación fraccionada .....</i>	<i>5</i>
<i>Figura 3: Ejemplos de moléculas de hidrocarburos presentes en el crudo .....</i>	<i>7</i>
<i>Figura 4: Relación entre densidad y contenido en azufre de diferentes crudos .....</i>	<i>11</i>
<i>Figura 5: Curva TBP y temperaturas de corte de un crudo .....</i>	<i>16</i>
<i>Figura 6: Curvas EFV de un crudo a diferentes presiones y curva TBP.....</i>	<i>17</i>
<i>Figura 7: Correlación TBP-EFV.....</i>	<i>18</i>
<i>Figura 8: Correlaciones TBP-curva vaporización .....</i>	<i>18</i>
<i>Figura 9: Unidad de destilación atmosférica .....</i>	<i>19</i>
<i>Figura 10: Desalador electrostático.....</i>	<i>20</i>
<i>Figura 11: Efecto de la inyección de vapor sobre el IBP .....</i>	<i>22</i>
<i>Figura 12: Columna de diseño y extracciones laterales.....</i>	<i>24</i>
<i>Figura 13: Curva TBP del crudo y densidades API de los cortes .....</i>	<i>26</i>
<i>Figura 14: Ábaco para el cálculo del peso molecular.....</i>	<i>27</i>
<i>Figura 15: Balance global de la columna .....</i>	<i>29</i>
<i>Figura 16: Variables de la zona flash y stripper de fondo.....</i>	<i>30</i>
<i>Figura 17: Diagrama de Cox.....</i>	<i>33</i>
<i>Figura 18: Corrientes entrantes y salientes en la zona del ``stripping`` de fondo .....</i>	<i>34</i>
<i>Figura 19: Ábacos de entalpía para la fase vapor y líquida .....</i>	<i>35</i>
<i>Figura 20: Corrientes en el tramo inferior de la zona de fraccionamiento.....</i>	<i>36</i>
<i>Figura 21: Intervalo de temperaturas que la línea de referencia flash determina en el intervalo de volumen destilado.....</i>	<i>38</i>
<i>Figura 22: Corrientes en el ``stripper`` lateral 3 .....</i>	<i>43</i>
<i>Figura 23: Corrientes desde la zona ``flash`` hasta el ``stripper`` lateral 2.....</i>	<i>45</i>
<i>Figura 24: Corrientes implicadas en el ``stripper`` lateral 2.....</i>	<i>51</i>
<i>Figura 25: Corrientes implicadas desde la zona ``flash`` hasta el ``stripper`` lateral 3 .....</i>	<i>54</i>
<i>Figura 26: Corrientes implicadas en el ``stripper`` lateral 1.....</i>	<i>61</i>
<i>Figura 27: Corrientes implicadas en la cabeza de la columna .....</i>	<i>65</i>
<i>Figura 28: Etapas teóricas totales de la columna de destilación .....</i>	<i>68</i>
<i>Figura 29: GAP entre destilado y primera extracción .....</i>	<i>69</i>
<i>Figura 30: GAP entre extracciones laterales .....</i>	<i>70</i>
<i>Figura 31: Relación entre <math>\Delta T_{50}</math> TBP y <math>\Delta T_{50}</math> ASTM expresada en <math>^{\circ}C</math> .....</i>	<i>71</i>
<i>Figura 32: Plato de orificios y ``downcomers`` .....</i>	<i>73</i>
<i>Figura 33: Coste de la columna por pie de altura.....</i>	<i>84</i>

## ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1: Composición elemental del crudo .....	6
Tabla 2: Tipos de crudo en función de su densidad.....	10
Tabla 3: Factor de caracterización de diferentes tipos de crudo .....	12
Tabla 4: Variación del C.I según la composición de la fracción.....	13
Tabla 5: Caudal nominal de procesado de la columna de topping.....	23
Tabla 6: Temperaturas teóricas de corte .....	23
Tabla 7: Curva TBP del crudo a destilar.....	23
Tabla 8: Perfil de presiones provisional.....	25
Tabla 9: Condiciones de operación del vapor de agua para los strippers laterales y de fondo.....	25
Tabla 10: Caudal del overflash.....	25
Tabla 11: Rendimiento volumétrico y densidades específicas de las fracciones .....	26
Tabla 12: Peso molecular de las fracciones del crudo .....	27
Tabla 13: Caudales volumétricos, másicos y molares globales.....	28
Tabla 14: Caudales volumétricos, másicos y molares en la zona flash y zona de agotamiento .....	31
Tabla 15: Curva EFV del crudo a 1 ata.....	32
Tabla 16: Presión de hidrocarburos y temperatura en la zona flash de la columna .....	33
Tabla 17: Balance de entalpía en el stripper de fondo .....	35
Tabla 18: Propiedades de las corrientes conocidas .....	37
Tabla 19: Curva EFV del AGO a 1 ata.....	37
Tabla 20: corrientes en la zona de extracción del AGO .....	40
Tabla 21: Caudal estimado de $L_3$ .....	40
Tabla 22: Caudal estimado de $V_3$ .....	40
Tabla 23: Datos de partida para la segunda iteración en la zona de extracción de AGO .....	41
Tabla 24: Corriente líquida $L_3$ , segunda iteración .....	41
Tabla 25: Corriente vapor $V_3$ , segunda iteración .....	41
Tabla 26: Temperatura final $V_3$ y $L_3$ .....	42
Tabla 27: Caudales másicos, volumétricos y molares en el plato de extracción del AGO .....	42
Tabla 28: Flujos en el ``stripper 1'' .....	43
Tabla 29: Balance en el ``stripper'' lateral 3 .....	44
Tabla 30: Propiedades termodinámicas en la zona ``flash'' hasta plato de extracción de DO y ``stripper'' lateral 2.....	45
Tabla 31: Curva EFV del DO a 1 ata .....	46
Tabla 32: Propiedades termodinámicas de $V_5$ , $L_5$ y $S_{0+1}$ .....	49
Tabla 33: Caudal de $L_5$ tras la primera iteración.....	49
Tabla 34: Caudal de $V_5$ tras la primera iteración .....	49
Tabla 35: Propiedades termodinámicas de $V_5$ , $L_5$ y $S_{0+1}$ , segunda estimación.....	50
Tabla 36: Caudal de $L_5$ , segunda iteración.....	50
Tabla 37: Caudal de $V_5$ , segunda iteración .....	50

Tabla 38: Corrientes finales en el segundo plato de extracción.....	50
Tabla 39: Flujos entrantes y salientes del ``stripper`` 2.....	52
Tabla 40: Balance en el ``stripper`` lateral 2.....	53
Tabla 41: Propiedades termodinámicas de las corrientes conocidas en el tramo de estudio .....	54
Tabla 42: Curva EFV del keroseno a 1 ata .....	55
Tabla 43: Propiedades termodinámicas de $L_7$ , $V_7$ y $S_{0+1+2}$ .....	56
Tabla 44: Caudal de $L_7$ tras la primera iteración.....	58
Tabla 45: Caudal de $V_7$ tras la primera iteración.....	58
Tabla 46: Propiedades termodinámicas en el plato de extracción, segunda iteración .....	59
Tabla 47: Caudal de $L_7$ tras la segunda iteración .....	59
Tabla 48: Caudal de $V_7$ tras la segunda iteración.....	59
Tabla 49: Propiedades termodinámicas en el plato de extracción, tercera iteración .....	59
Tabla 50: Caudal de $L_7$ tras la tercera iteración.....	60
Tabla 51: Caudal de $V_7$ tras la tercera iteración.....	60
Tabla 52: Caudales en el plato de extracción superior .....	60
Tabla 53: Flujo entrantes y salientes en el ``stripper`` lateral 1.....	62
Tabla 54: Balance entálpico en el ``stripper`` lateral 1 .....	62
Tabla 55: Balance global de la columna y carga del condensador de cabeza .....	63
Tabla 56: % vaporizado a la temperatura de 70 °C del condensador de cabeza .....	64
Tabla 57: Producción de gas y nafta .....	64
Tabla 58: Curva EFV de la nafta a 1 ata.....	64
Tabla 59: Flujos de materia en la cabeza de columna .....	65
Tabla 60: Reflujo externo de la columna .....	66
Tabla 61: Caudal de $V_9$ .....	66
Tabla 62: Relaciones de reflujo a lo largo de la columna .....	67
Tabla 63: GAP entre los productos de destilación .....	70
Tabla 64: Diámetro de la columna por secciones .....	74
Tabla 65: Sección final de la columna.....	74
Tabla 66: Diámetro del ``stripper`` lateral 1 .....	76
Tabla 67: Diámetro del ``stripper`` lateral 2 .....	77
Tabla 68: Diámetro del ``stripper`` lateral 3 .....	77
Tabla 69: Coste de la columna de destilación .....	85
Tabla 70: Inflación anual en los EE.UU.....	85
Tabla 71: Coste total de la columna de destilación.....	86
Tabla 72: Coste columna auxiliar en el año 1 990.....	86
Tabla 73: Coste total de la columna auxiliar .....	86
Tabla 74: Presupuesto total del proyecto .....	87



## **Resumen**

Este proyecto tiene por objeto el diseño básico de una columna atmosférica de fraccionamiento de crudo petrolífero de una refinería. La columna dispone de una capacidad nominal de procesamiento de 100 000 BPD, para un crudo de características predefinidas. Con este fin se ha realizado el cálculo numérico de la columna, sin reflujos circulantes, mediante balances de masa y de energía y con aproximaciones al equilibrio basadas en temperaturas de rocío estimadas para cada una de las fracciones a obtener y usando criterios de diseño consagrados por la buena práctica de ingeniería.

En la siguiente etapa de diseño se ha realizado un dimensionamiento preliminar de la columna, calculando el número de platos, la altura, el diámetro y la ubicación de los puntos de extracción.

Finalmente se ha calculado las dimensiones de los strippers laterales a partir de los tráficos de vapor obtenidos de los balances energéticos ya mencionados.

## **Abstract**

The aim of this project is the basic design of an atmospheric fractionation column in petroleum oil refinery. The nominal processing capacity for crude oil with predefined characteristics is 100 000 BPD. To this end, a numerical calculation of the column has been performed, without pump around reflux through mass balance and energy balance and approaches based on dew-point temperatures estimated for each of the fractions obtained using design criteria set embodied in good engineering practice.

The next design stage is the preliminary sizing of the column, calculating the number of distillation plates, the height, diameter and the location of the extraction points.

Finally, the dimensions of the side strippers are calculated, beginning with the traffic steam obtained from the energy balances mentioned above.

# COLUMNA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA DE 100 000 BPD

DOCUMENTO N° 1: MEMORIA

# 1 Objetivo y alcance del proyecto

La destilación atmosférica de petróleo, también conocida como topping, constituye la primera y más importante operación de todas las que componen el proceso de refino de crudo.

El crudo de petróleo que es la materia prima utilizada en las refinerías, se separa en productos o fracciones que van a constituir la base para formular los productos petrolíferos comerciales finales.

Este proyecto tiene por objetivo el diseño básico de la columna de destilación atmosférica o unidad de topping de una refinería partiendo de un crudo definido por su curva de destilación, densidad, factor de caracterización y temperaturas teóricas de corte de las fracciones a extraer. El diseño básico de la columna abarca los cálculos necesarios para definir la altura y el diámetro de la misma para que sea capaz de procesar 100 000 BPD. Para ello es necesario determinar los tráficos de vapor y líquido y las relaciones de reflujo que se van a dar en los distintos tramos de la columna.

Este trabajo no alcanza el diseño de detalle de la columna, es decir, se han dejado fuera aspectos como los reflujo circulantes, cálculo mecánico de la estructura, hidráulica de los platos, etcétera. Más bien, pretende disponer las bases necesarias para el posterior diseño final de la columna de destilación atmosférica.

## 2 Introducción a la destilación

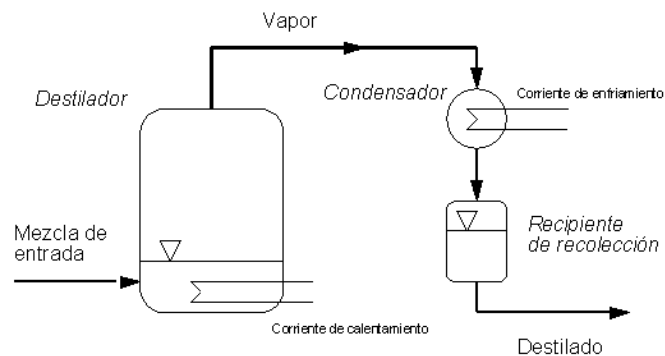
La destilación se define como una operación unitaria en la que una corriente líquida mezcla de dos o más componentes (en la que todos los componentes son más o menos volátiles) se separa en dos corrientes con una pureza especificada mediante el aporte y la eliminación de calor.

Para conseguir la separación, se ajusta la temperatura y la presión de manera que la fase líquida y vapor que se forman tengan concentraciones relativas diferentes. Cuanto mayor sea la diferencia de volatilidades entre los componentes de la mezcla, mayor será la diferencia de composiciones de las fases líquida y vapor. De esta manera, el vapor procedente de un líquido en ebullición estará más concentrado en el componente más ligero. Una vez enfriado dicho vapor, el líquido condensado o destilado que se obtiene contendrá más componentes volátiles que el líquido de partida.

Los dos tipos básicos de destilación son: destilación sin reflujo o destilación simple y destilación con reflujo o rectificación. En cuanto a las presiones de operación, existen columnas con presiones de operación elevadas, que se usan generalmente para separar mezclas de componentes volátiles y columnas con presiones reducidas, como son los sistemas de destilación a vacío utilizados para mezclas pesadas con puntos de ebullición elevados.

### 2.1 Destilación simple

La destilación simple es la operación de hervir el líquido contenido en un recipiente denominado caldera, condensándose aparte los vapores que formarán el destilado, quedando en la caldera el residuo. Un montaje típico para la realización de esta operación se muestra en la *Figura 1*:



*Figura 1: Equipo de destilación simple*

Fuente: [monografias.com/trabajos100](http://monografias.com/trabajos100)

En el momento que la mezcla a destilar alcanza su temperatura de burbuja por el aporte de calor, comienza la ebullición de la misma, que se mantiene mientras el vapor se va eliminando continuamente. Este vapor se condensa en el exterior dando lugar al destilado. Conforme transcurre el proceso se va modificando la composición del líquido, ya que se eliminan preferentemente los componentes más volátiles, con lo cual va aumentando consiguientemente la temperatura de burbuja de la mezcla. En consecuencia, el vapor también cambiará continuamente de composición, empobreciéndose en el componente más volátil.

La destilación simple se caracteriza porque el vapor generado y el líquido en ebullición están en equilibrio en todo momento, es por esto por lo que no se considera a la destilación simple una operación de transferencia de masa, sino más bien una operación de transferencia de calor [1].

Esta técnica de destilación se viene utilizando desde hace mucho tiempo, sobretodo en el procesamiento de mezclas alcohólicas y petróleo [2]. En la Edad Media, la destilación era ya utilizada como la forma más rápida de obtener sustancias químicas puras, siendo Damasco (Siria) uno de los lugares más importantes [3], sin embargo, la teoría de destilación fue estudiada primero por Sorel en 1893 en su libro sobre la destilación (rectificación) de alcohol [4]. El análisis matemático de la operación de destilación (para mezclas binarias) fue abordado en 1902 por Lord Rayleigh [5].

Este tipo de destilación se usa frecuentemente en trabajos de laboratorio o en la industria petrolera como método para caracterizar fracciones petrolíferas o distintos productos.

## 2.2 Destilación fraccionada

En el sector industrial normalmente se utiliza el término destilación para referirse a la destilación fraccionada. La destilación fraccionada, destilación con reflujo o rectificación como técnica de separación es mucho más efectiva que la destilación simple.

La destilación fraccionada es equivalente a sucesivas destilaciones simples o repetidos ciclos de vaporización y condensación. Cada ciclo de condensación y vaporización forma una etapa de equilibrio o etapa teórica, de manera que al repetirse este proceso varias veces se logra un incremento sustancial del componente más volátil en la fase vapor.

La destilación fraccionada se lleva a cabo en una columna o torre similar a la de la *Figura 2*, en cuyo interior se ponen en contacto el vapor ascendente con el líquido descendente produciéndose una transferencia de calor y materia, de modo que los componentes más

volátiles de la corriente líquida pasan al vapor y los componentes menos volátiles del vapor condensan.

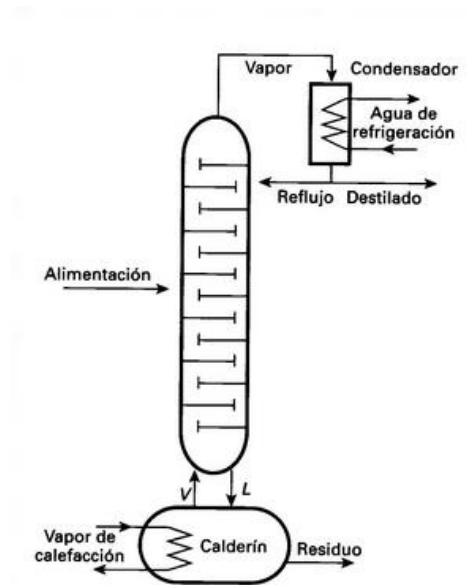


Figura 2: Columna de destilación fraccionada

Fuente: [monografias.com/trabajos104](http://monografias.com/trabajos104)

El vapor y el líquido circulan en contracorriente a lo largo de la torre, y el resultado es que por la parte superior o cabeza de la misma se obtiene un destilado más rico en los componentes más volátiles y en la caldera se obtiene un residuo más rico en los componentes menos volátiles. Con el objetivo de mejorar el proceso de separación, parte del producto de cabeza, una vez condensado, se reintroduce en la columna. A esta corriente de retorno se le conoce como reflujo.

Como en todo proceso térmico de separación, la fuerza impulsora que motiva el proceso, es la tendencia al equilibrio termodinámico entre las fases, conocido como equilibrio líquido vapor. Este equilibrio se ve continuamente alterado por el contacto que se produce en cada etapa entre el líquido descendente frío y el vapor ascendente caliente, por tanto, la fuerza impulsora del proceso se mantiene a lo largo de toda la columna.

La técnica de destilación fraccionada es bastante más reciente que la destilación clásica. Su invención se atribuye al ilustrado francés Edouard Adam Rouen, que consiguió obtener alcohol concentrado en una única destilación [6].

En la actualidad, la destilación fraccionada se ha convertido en una de las operaciones unitarias de mayor importancia en la industria química, de hecho, es de lejos la tecnología de separación más común. Como dato, en los EE.UU las columnas de fraccionamiento se utilizan en el 90 % de los procesos de separación [7].

## 3 Proceso de destilación atmosférica

### 3.1 El petróleo y su composición

El petróleo o crudo de petróleo constituye la materia prima del proceso de destilación atmosférica. Se trata de una mezcla compleja de líquidos orgánicos, fundamentalmente hidrocarburos, aunque también suele contener heteroátomos, es decir, compuestos orgánicos en los que alguno de los carbonos está sustituido. Los sustituyentes más comunes en el caso del petróleo son el nitrógeno, azufre, oxígeno, vanadio y cromo.

También contiene gases disueltos, que son los que establecen la presión de vapor, y apreciables cantidades de sales orgánicas e inorgánicas, principalmente cloruros sódico y magnésico.

La composición elemental de un crudo se recoge en la *Tabla 1*:

*Tabla 1: Composición elemental del crudo*

ELEMENTO	% peso
<b>Carbono</b>	84-87
<b>Hidrógeno</b>	11-14
<b>Azufre</b>	0-5
<b>Oxígeno</b>	0-2
<b>Nitrógeno</b>	0-1
<b>Metales</b>	0-0,1

*Fuente: NPTEL*

Los componentes del petróleo son los siguientes [8]:

- Alcanos o parafinas: son hidrocarburos saturados de cadena lineal o ramificada. Su fórmula empírica general es  $C_nH_{2n+2}$ .

Los más básicos son el metano ( $CH_4$ ), etano ( $C_2H_6$ ), propano, butano, etc...

En ocasiones, estas moléculas de hidrocarburos presentan estructuras isómeras, es decir, con la misma fórmula empírica pero distinta estructura molecular y propiedades.

La presencia de isómeros tiene lugar en moléculas de más de 4 átomos de carbono, como el isobutano y el n-butano.

- Naftenos: son hidrocarburos saturados con estructura molecular en forma de anillo. Su fórmula general es  $C_nH_{2n}$ .
- Olefinas: son hidrocarburos insaturados, es decir, los átomos de carbono de estas moléculas no están saturados de hidrógeno estando algunos unidos por dobles enlaces. Su fórmula empírica general es  $C_nH_{2n}$ . Las más conocidas son el etileno ( $C_2H_4$ ) y el propileno ( $C_3H_6$ ). No aparecen de manera natural en el crudo sino que se añaden en el proceso de refinado.
- Aromáticos: son hidrocarburos insaturados con estructura molecular en forma de anillo de seis carbonos. Los más conocidos son el benceno ( $C_6H_6$ ), tolueno ( $C_7H_8$ ), naftaleno y fenantreno. Pueden estar sustituidos con cadenas laterales parafínicas.

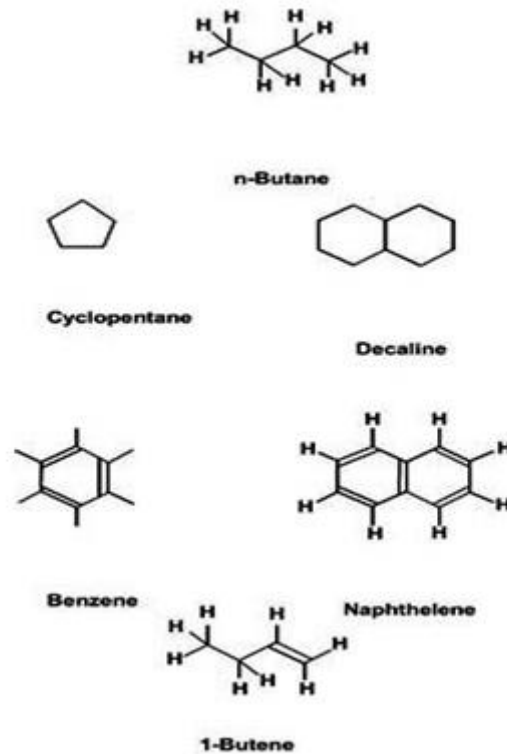


Figura 3: Ejemplos de moléculas de hidrocarburos presentes en el crudo

Fuente: [9]

- Compuestos de azufre: el azufre se presenta en el petróleo en forma de estado elemental y formando parte de hidrocarburos alifáticos y aromáticos. En forma elemental se presenta como ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ) y sulfuro de carbonilo ( $SCO$ ).



El azufre tiene un impacto importante sobre el medio ambiente por formación del  $\text{SO}_2$  y el  $\text{SO}_3$ .

Además ocasiona grandes problemas en la refinería debido a que envenena los catalizadores utilizados en algunos procesos de la misma y provoca problemas de corrosión en los recipientes del proceso.

- Compuestos de nitrógeno: un crudo con alto contenido en nitrógeno es indeseable debido a que causa envenenamiento en los catalizadores ácidos utilizados a lo largo del proceso de refinación y causa problemas de corrosión.

Generalmente forma parte de moléculas de elevado peso molecular del tipo aromáticas, con estructura derivada de la piridina.

- Compuestos de oxígeno: su contenido en los crudos es pequeño y suele hallarse en forma de ácidos carboxílicos y en grandes moléculas. Por el carácter básico de estas moléculas, son peligrosas en los procesos con catalizadores ácidos debido a que desactivan los centros activos de los mismos.

Son estructuras derivadas del furano, generalmente el oxígeno se encuentra asociado al azufre.

- Metales: los más frecuentes son el vanadio y el níquel y se presentan en forma de compuestos organometálicos de elevado peso molecular y baja volatilidad por lo que se concentran en el residuo de las destilaciones atmosféricas y de vacío. Aunque su contenido es mínimo en el crudo, pueden causar problemas severos en los catalizadores.
- Residuos: están constituidos por las fracciones que no llegan a evaporarse en las operaciones de destilación atmosférica, en cuyo caso se denominará residuo atmosférico o crudo reducido, y destilación a vacío (residuo de vacío o residuo corto). La fracción soluble en n-heptano son los maltenos, denominados aceites y resinas y la fracción insoluble en n-heptano y soluble en tetracloruro de carbono se denominan asfaltenos.

Se les considera el colesterol del petróleo puesto que pueden precipitar si se desestabiliza el crudo provocando la obstrucción de las tuberías.

### 3.2 Caracterización del crudo

El crudo de petróleo constituye una mezcla con una composición bastante compleja, exceptuando los componentes más ligeros o light ends, por lo que no es viable realizar un análisis para determinar los componentes puros contenidos en el mismo. En su lugar se

realizan exámenes analíticos relativamente sencillos, de manera que, los resultados obtenidos son cotejados con correlaciones empíricas para evaluar el crudo que llega a la refinería.

Cada crudo se compara con otras materias primas ya procesadas en la refinería, y basándose en los costes de operación y el rendimiento en productos, se le asigna un valor.

Las propiedades más útiles a la hora de caracterizar un crudo son las siguientes:

### 3.2.1 DENSIDAD

La densidad, junto con el contenido en azufre, define claramente la calidad de un crudo. Como norma general, la densidad de un crudo guarda una relación directa con el contenido en residuos; a mayor densidad, mayor contenido en residuos [10].

En el sector petrolífero la densidad suele expresarse generalmente en grados API (° API), que es una escala estándar internacional creada por el Instituto Americano del Petróleo. Existe también, aunque es menos utilizada, la densidad relativa o gravedad específica (sg).

La sg es la densidad relativa del líquido a 60 °F (15,5 °C) con respecto a la densidad del agua en las mismas condiciones de temperatura.

Tanto la densidad API como la sg están relacionadas entre sí mediante la siguiente ecuación:

$$sg = \frac{141,5}{^{\circ}API + 131,5}$$

donde:

sg: densidad relativa a 15,5 °C

° API: densidad API, expresada en grados API

Como puede deducirse a partir de la ecuación anterior, la sg aumenta al disminuir la densidad API, por tanto, cuanto más ligero sea un crudo, tendrá menor sg pero mayor densidad API.

La industria mundial de hidrocarburos líquidos clasifica el petróleo de acuerdo con su densidad API pudiéndose distinguir en función de ésta los crudos que se muestran en la *Tabla 2*:

Tabla 2: Tipos de crudo en función de su densidad

Crudo de petróleo	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	Densidad API
<b>Extrapesado</b>	> 1000	10,0
<b>Pesado</b>	1000 – 920	10,0 – 22,3
<b>Mediano</b>	920 – 870	22,3 – 31,1
<b>Ligero</b>	870 – 830	31,1 – 39
<b>Superligero</b>	< 830	> 39

Fuente: IMP

### 3.2.2 CONTENIDO EN AZUFRE

El contenido en azufre de un crudo se expresa en tanto por ciento en peso y sus valores en el mismo varían entre el 0,1 % y el 6 %.

Basándose en esta característica el crudo puede clasificarse como dulce, si su concentración es superior al 0,5 %, y como ácido si es superior al 1 %.

Es, junto a la densidad API, la propiedad de mayor influencia en el valor del crudo, siendo tanto más caro cuanto mayor es su contenido debido al incremento de la dificultad para procesarlo aunque la importancia del contenido en nitrógeno y metales va en aumento.

Generalmente los crudos con contenidos en azufre superiores al 0,5 % requieren un procesamiento mayor que aquellos con contenidos inferiores [11].

En la *Figura 4* se muestran diferentes tipos de crudos y de ella se puede deducir que, normalmente, los crudos más densos o con menos ° API tienen mayor contenido en azufre que aquellos que son más ligeros.

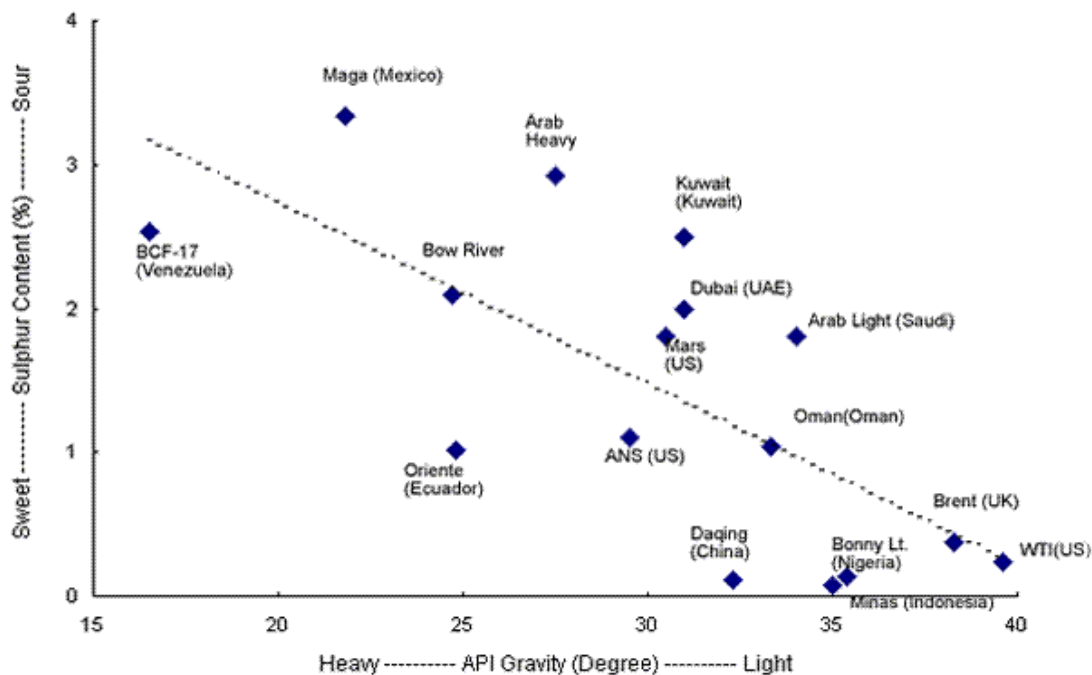


Figura 4: Relación entre densidad y contenido en azufre de diferentes crudos

Fuente: The international Crude Oil Market Report

### 3.2.3 FACTORES DE CARACTERIZACIÓN

Existen varias correlaciones pero las más utilizadas son el factor de caracterización de la Universal Oil Products Company o de Watson ( $K_{UOP}$  o  $K_w$ ) y el índice de correlación (C.I) del U.S Bureau of Mines.

El factor de caracterización de UOP se define como:

$$K_{UOP} = \frac{(MeABP)^{0.33}}{sg}$$

donde:

$K_{UOP}$ : factor de caracterización de UOP

MeABP: Mean Average Boiling Point o punto de ebullición medio, expresado grados Rankine ( $^{\circ}R$ )

sg: gravedad específica

El punto de ebullición medio (MeABP) se calcula a partir de la temperatura a la que destila el 10, 20, 50, 80 o 90 % del producto en cuestión. En el caso de que la curva de destilación sea TBP, se tiene:

$$MeABP = \frac{T_{20} + T_{50} + T_{80}}{3}$$

donde:

$T_{20}$ : temperatura a la que destila el 20 % del producto, expresado en °C

$T_{50}$ : temperatura a la que destila el 50 % del producto, expresado en °C

$T_{80}$ : temperatura a la que destila el 80 % del producto, expresado en °C

Si se dispone de la curva de destilación ASTM, entonces se tiene:

$$MeABP = \frac{T_{10} + 2T_{50} + T_{90}}{4}$$

De acuerdo al factor de caracterización de UOP se puede hacer una clasificación del tipo de crudo como la que aparece en la *Tabla 3*:

*Tabla 3: Factor de caracterización de diferentes tipos de crudo*

Tipo de crudo	$K_{UOP}$
<b>Parafínico</b>	12,1 – 13,0
<b>Intermedio</b>	11,5 – 12,1
<b>Nafténico</b>	10,5 – 11,5
<b>Aromático- Nafténico</b>	< 10,5

*Fuente: Secretaría de Energía*

El índice de correlación (C.I) es útil a la hora de evaluar fracciones individuales procedentes de un crudo. La escala en la que se mide asigna un valor de C.I igual a 0 a las cadenas lineales parafínicas y un valor de 100 para el benceno. Este índice se define como:

$$C.I = \frac{87\,552}{MeABP} + 473,7 \times sg - 456,8$$

donde:

C.I: ``correlation index`` o índice de correlación

MeABP: Mean Average Boiling Point o punto de ebullición medio, expresado grados Rankine (°R)

sg: gravedad específica

Como puede verse en la *Tabla 4* cuanto menor sea el valor de C.I, mayor será la concentración de hidrocarburos parafínicos de la fracción en cuestión; y cuanto mayor sea el C.I mayor será la concentración de naftenos y aromáticos.

Tabla 4: Variación del C.I según la composición de la fracción

<b>Hidrocarburos predominantes en la fracción</b>	<b>C.I</b>
<b>Hidrocarburos parafínicos</b>	0-15
<b>Nafténicos o mezcla de naftenicos, parafinas y aromáticos</b>	15-50
<b>Predominancia de aromáticos</b>	>50

Fuente: NPTEL

### 3.2.4 CONTENIDO EN NITRÓGENO

Un crudo con contenido elevado en nitrógeno es indeseable puesto que, los compuestos orgánicos con nitrógeno provocan el envenenamiento de los catalizadores utilizados en el proceso además de producir problemas de corrosión.

Este contenido se expresa en tanto por ciento en peso, de modo que los crudos con un contenido en nitrógeno superior al 0,25 % en peso, requerirán un procesado especial para retirar el mismo.

### 3.2.5 POUR POINT

Se mide mediante el ensayo ASTM D-97, y es la temperatura a la que la fracción del petróleo se vuelve pastosa y deja de fluir. Se expresa en °C y es un indicador aproximado del carácter parafínico o aromático del crudo, de manera que cuanto menor sea el pour point menor será el contenido en parafinas y mayor el de aromáticos.

Constituye un factor muy importante para establecer los límites de temperatura de los bombeos de los productos en invierno [12].

### 3.2.6 FLASH POINT

Es la temperatura a partir de la cual un vapor se inflama al ser expuesto a una fuente de ignición.

El flash point o punto de inflamación, que representa el contenido de productos ligeros de una fracción, condiciona los riesgos de explosión eventual si la fase gaseosa de los recipientes de almacenaje contiene una concentración en hidrocarburos comprendida entre los límites de

explosividad. A temperatura ambiente, son los destilados intermedios del tipo de disolvente pesado o keroseno, los que determinan el mayor peligro durante el almacenaje. Los productos ligeros como las naftas alcanzan una concentración en la fase vapor que excede el límite superior, mientras que los productos pesados no emiten suficientes vapores como para obtener el límite inferior de explosividad. La presión afecta parcialmente al vapor del límite inferior; no obstante, su aumento tiende a disminuir apreciablemente el límite superior, es decir, a incrementar la zona de las concentraciones explosivas [13].

### **3.2.7 VAPOR DE PRESIÓN**

La tensión de vapor de una fracción del petróleo puede medirse como la de un cuerpo puro. El estudio de los equilibrios líquido-vapor determina la tensión de vapor en una mezcla compleja como la presión de burbuja de dicha mezcla a una temperatura dada. Esta tendencia de las moléculas es medida al escaparse por un ensayo más sensible, el ASTM D-23, que arroja la presión de vapor Reid o PVR. El valor de la PVR a 37,8 °C es la suma de la tensión de vapor parcial de los hidrocarburos y de la presión parcial del aire. Dado que el volumen de la cámara de aire se encuentra normalizado, es factible establecer una correlación entre la presión de vapor Reid y la presión de vapor verdadera de la mezcla [14]. La presión real de vapor es entre el 5 % y el 9 % mayor que la PVR [15].

### **3.2.8 RESIDUO CARBONOSO**

Es el tanto por ciento en peso de residuo obtenido por coquización, en un intervalo de temperaturas de 700 °C a 800 °C. El residuo carbonoso puede asociarse al contenido en asfaltenos del crudo así como a la cantidad que se puede recuperar de la fracción de aceite lubricante.

Generalmente, el contenido en residuo carbonoso es inversamente proporcional al valor del crudo [16].

### **3.2.9 CURVAS DE DESTILACIÓN**

Las curvas de destilación permiten la caracterización de los productos líquidos, definiendo las volatilidades características de las fracciones de petróleo o de cualquier mezcla compleja.

La forma de obtener estas curvas consiste en representar el porcentaje de volumen o de masa de líquido destilado frente a la temperatura de destilación.

Los tipos de curvas de destilación más empleados son:

- ASTM (American Society for Testing Material)

- TBP (true boiling point)
- EFV (Equilibrium Flash Vaporization)

Existen correlaciones que permiten convertir los valores de los tres tipos de curvas de destilación.

### **3.2.9.1 Ensayos de destilación ASTM**

La destilación ASTM consiste en una destilación simple a presión atmosférica en columna sin relleno de la muestra contenida en un recipiente Engler con capacidad de 100 ml, 200 ml ó 500 ml.

El ensayo ASTM método D-86 consiste en el calentamiento de la muestra en un matraz de 100 ml mediante un aporte de calor regulable de modo que el caudal de condensado sea de 4 ml/min a 5 ml/min. Los vapores destilados se condensan en un tubo de cobre sumergido en agua con hielo, recogiendo los condensados en una probeta graduada. El analista anota la temperatura del matraz, medida con termómetro, cuando aparece la primera gota de condensado a la salida del tubo en lo que constituye el punto inicial de ebullición IBP y las que se van alcanzando a distintos volúmenes de condensado en la probeta. El ensayo termina cuando se agota el líquido en el matraz (punto seco), o cuando la temperatura deja de aumentar y comienza a descender (punto final). La temperatura correspondiente a dicho punto se define como punto final de ebullición (FBP) [17]. Este método se utiliza para destilar productos como gasolinas, naftas, keroseno y gasoil a presión atmosférica.

La destilación ASTM método D-1160 sirve para caracterizar fracciones pesadas del petróleo, realizándose a presión subatmosférica en aparatos más complejos conectados a bombas de vacío. Los resultados se representan en curvas separadas, o bien se corrigen para adaptarlos a sus valores correspondientes a presión atmosférica.

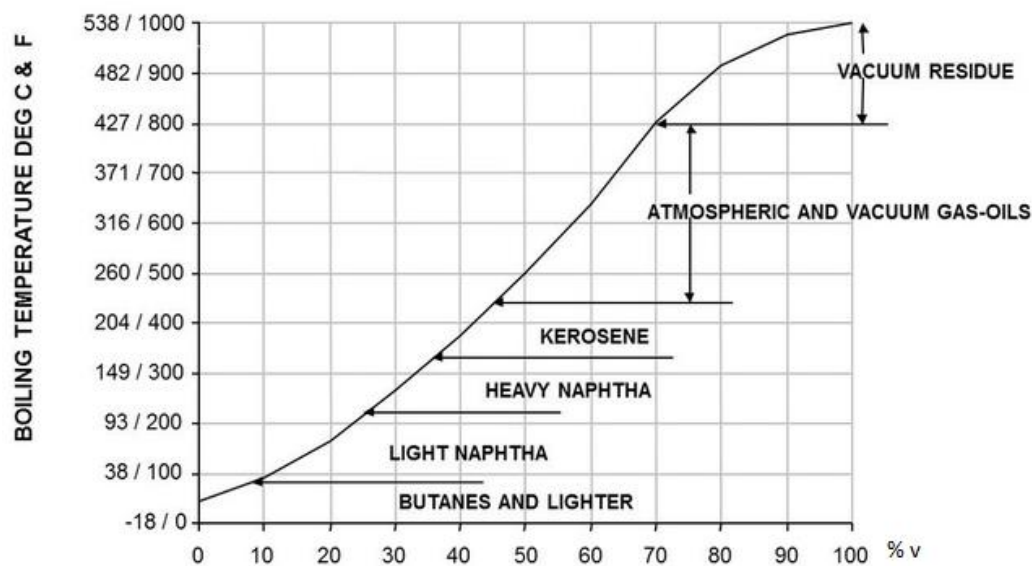
La operación de este tipo de ensayos es fácil, está estandarizada y requiere menos muestra por lo que es la más utilizada, sin embargo, la separación es peor comparada con la TBP, por lo que el punto de ebullición inicial (IBP) es mayor que el TBP y el FBP es menor; por ejemplo en el keroseno su rango de destilación TBP abarca desde 135 °C y 300 °C en cambio su rango ASTM varía entre 160 °C y 275 °C [18].

### **3.2.9.2 Destilación TBP**

Los ensayos de destilación batch de mezclas multicomponentes en columnas discontinuas con entre 15 y 20 etapas teóricas y relaciones de reflujo superiores a 5/1 ponen de manifiesto los puntos de ebullición verdaderos (true boiling point, TBP) de cada componente [19].



En la *Figura 5* se muestra una curva TBP de un crudo así como las temperaturas a las que se va a obtener los diferentes cortes.



*Figura 5: Curva TBP y temperaturas de corte de un crudo*

*Fuente: ssecoconsulting.com*

Los resultados varían apreciablemente por los procedimientos y equipos puesto que en este tipo de ensayos, la operación y los equipos no están normalizados.

### 3.2.9.3 Curvas EFV

Son las curvas resultantes de representar las temperaturas a las que, en condiciones de presión constante, una determinada fracción petrolífera tiene distintas tasas de vaporización volumétrica, desde 0 en el punto de burbuja hasta 1 en el punto de rocío. En este tipo de destilación, la mezcla se calienta sin permitir que el vapor que se va originando se separe del líquido, de modo que, este vapor ayuda a que los componentes con mayor punto de ebullición se evaporen.

Las curvas EFV (‘‘Equilibrium Flash Vaporization’’) tienen menor inclinación que las ASTM, así como éstas tienen menor inclinación que las TBP (*Figura 6*), y se caracterizan por la temperatura a la que se vaporiza el 50 % en volumen,  $T_{50 \text{ EFV}}$ , y por la pendiente de la recta que une los puntos correspondientes a las vaporizaciones de 10 % y 70 % en volumen de destilado. Esta línea se conoce como línea de referencia flash [20].

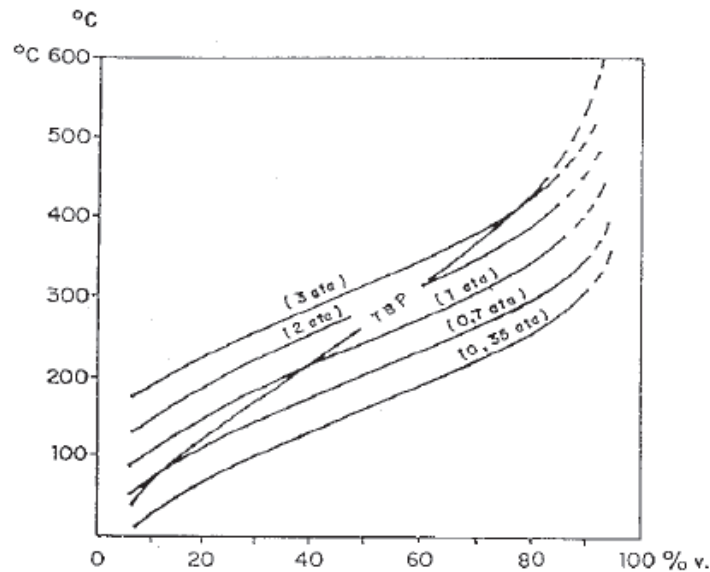


Figura 6: Curvas EFV de un crudo a diferentes presiones y curva TBP

Fuente: [21]

#### 3.2.9.4 Conversión entre curvas de destilación

Existen diagramas que permiten correlacionar las curvas ASTM, TBP y EFV. A lo largo de este trabajo, se van a suceder las conversiones de temperaturas de los cortes del crudo en cuestión de la curva TBP a sus correspondientes en la curva EFV a presión atmosférica.

Para ello se utiliza el diagrama de la Figura 7 que permite obtener la diferencia de temperaturas a la que destila el 50 % en volumen de cada curva, partiendo de la temperatura a la que destila el 50 % en la curva TBP y de la diferencia de temperaturas a la que destila el 30 % y el 10 % de dicha curva.

Posteriormente, la amplitud de los segmentos de la curva de vaporización puede obtenerse mediante la amplitud de los segmentos de la curva TBP a partir de la Figura 8:

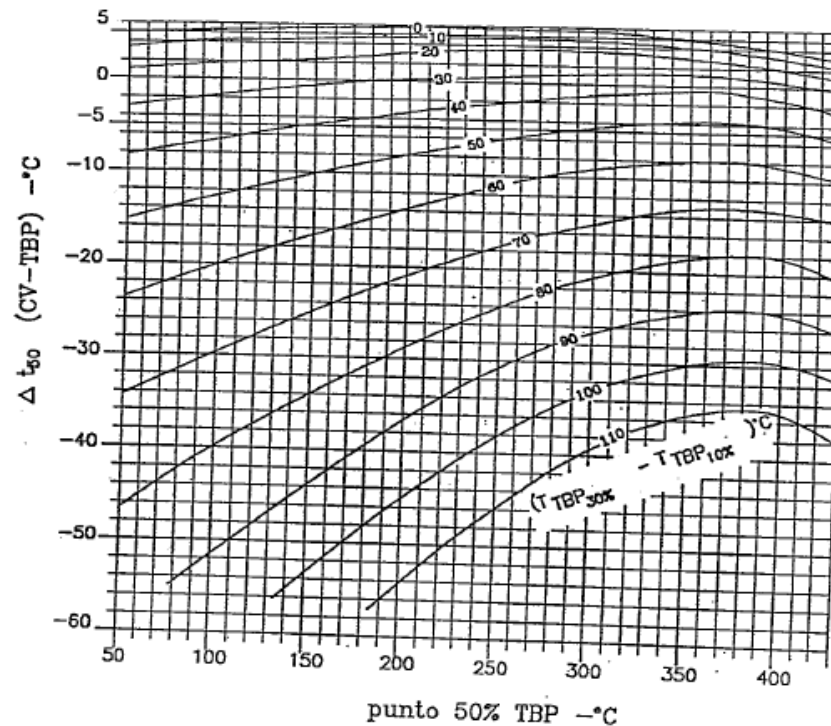


Figura 7: Correlación TBP-EFV

Fuente: [22]

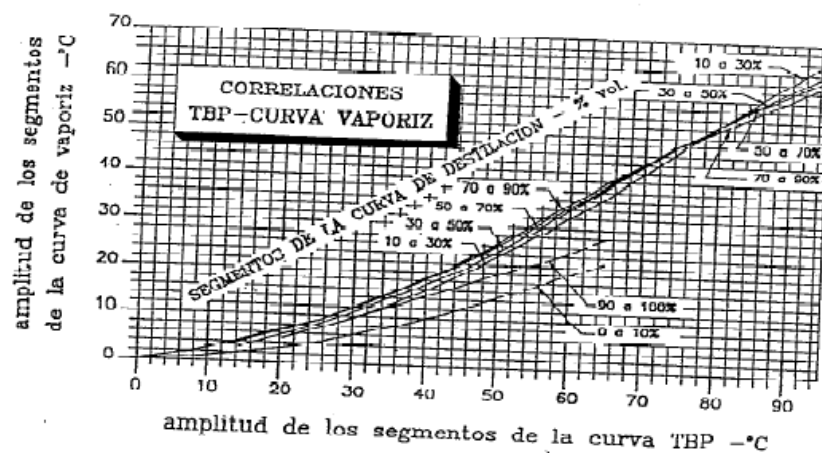


Figura 8: Correlaciones TBP-curva vaporización

Fuente: [22]

### 3.3 Unidades del proceso de topping

El proceso de destilación atmosférica de crudo se encuadra, junto a la destilación al vacío, dentro de las unidades de destilación primaria. En la unidad atmosférica se incluye también, junto a la columna, el desalado de crudo, el precalentamiento del crudo en los intercambiadores de calor para aprovechar el calor latente de las extracciones laterales, y el calentamiento en el horno (Figura 9).

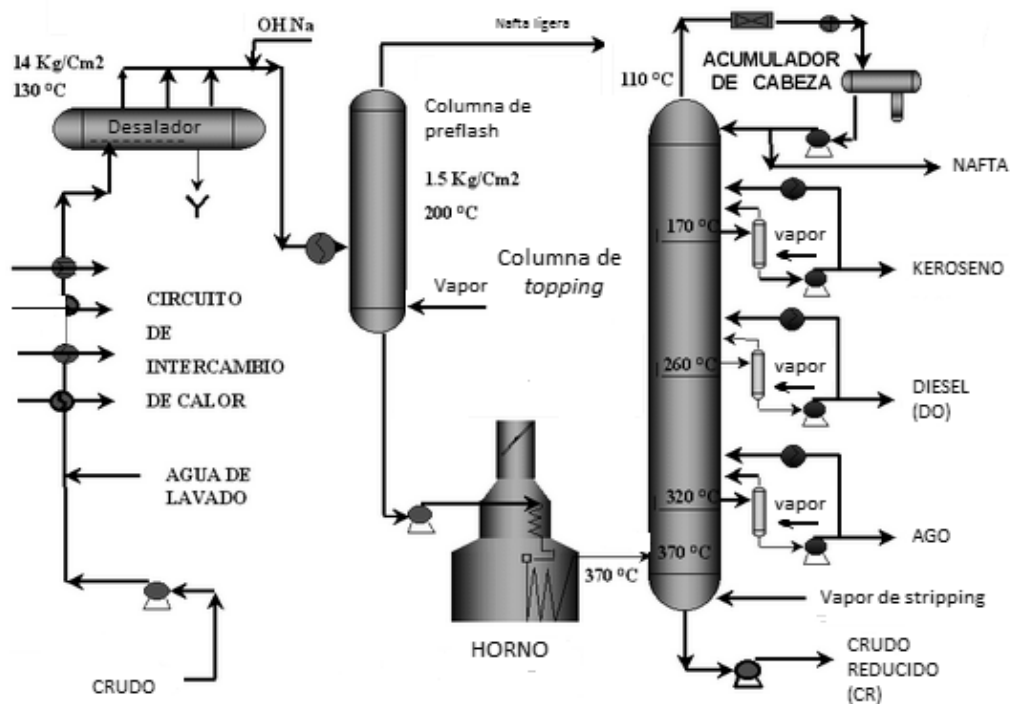


Figura 9: Unidad de destilación atmosférica

Fuente: gustato.com

El objetivo de este proceso es la obtención de una serie de fracciones con intervalos de ebullición bien definidos mediante cortes especificados sobre la curva TBP como se muestra en la Figura 5.

La destilación atmosférica de crudo es la primera etapa importante en una refinería. El crudo es calentado a elevada temperatura y sometido a destilación fraccionada a una presión de operación ligeramente superior a la atmosférica separando las diversas fracciones de acuerdo a su rango de ebullición. La fracción más pesada obtenida por fondo de la columna, conocida como residuo atmosférico o crudo reducido, puede ser posteriormente separada por destilación al vacío.

### 3.3.1 DESALADO DEL CRUDO

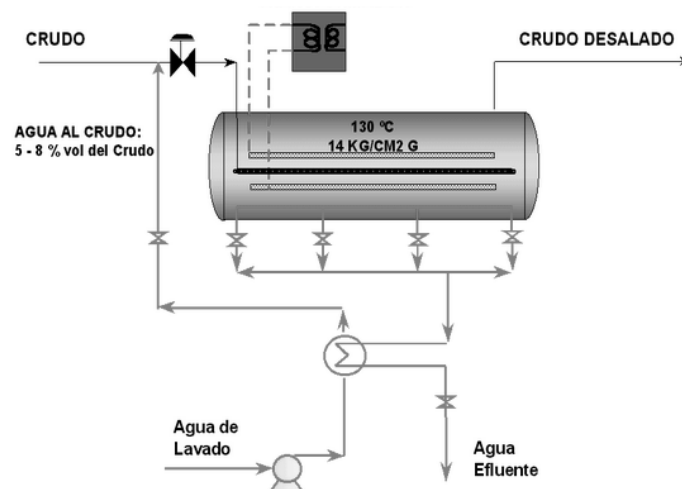
Todos los crudos contienen apreciables cantidades de sales orgánicas e inorgánicas, fundamentalmente cloruro sódico y magnésico en concentraciones que varían entre  $0,03 \text{ kg/m}^3$  y  $7,5 \text{ kg/m}^3$  aunque lo más frecuente es que estén en el intervalo de  $0,2 \text{ kg/m}^3$  y  $0,4 \text{ kg/m}^3$ .

Con el desalado se busca la reducción de este contenido al mínimo posible para evitar los problemas de ensuciamiento y corrosión que provocan en los equipos de proceso. Esto se

consigue por medio de una operación de extracción con agua; en una primera etapa se añade alrededor de un 5 % de agua y se produce una emulsión, seguida de una decantación para separar la fase orgánica de la acuosa. La decantación debe realizarse, debido a la alta viscosidad de la fase orgánica, a temperaturas del orden de 120 °C a 150 °C, y en consecuencia, a presión suficiente para evitar la vaporización de los hidrocarburos más volátiles y del agua. En la actualidad se consigue acelerar el proceso de decantación, que normalmente dura unos 40 min a 60 min, aplicando al decantador campos eléctricos de elevado potencial (16 000 V a 35 000 V). La eficacia de este proceso es generalmente superior al 90 % y puede reducirse aún más disponiendo dos desaladores en serie asegurando además la continuidad del servicio ante eventuales paradas [23].

Los efluentes procedentes de la desaladora contienen, además de las sales presentes en el crudo, materiales sólidos, tales como arena, arcilla y azufre, también presentes en el crudo de petróleo por lo que requerirán de un tratamiento específico en la planta de tratamiento de aguas residuales o TAR.

En la *Figura 10* se muestra un esquema de un desalador electrostático:



*Figura 10: Desalador electrostático*

*Fuente: gustato.com*

### 3.3.2 CALENTAMIENTO EN EL HORNO

A la salida de los decantadores una bomba impulsa el crudo desalado hasta el horno. En su trayecto el crudo pasa primero por unos cambiadores de calor, donde intercambia calor con las extracciones de la columna de topping alcanzando una temperatura de unos 240 °C y segundo, aunque no está presente en todos los esquemas de refino, por una columna de

preflash cuyo objetivo es vaporizar las fracciones más ligeras del crudo y reducir el tráfico de vapor en la columna de topping.

Una vez en el horno, el crudo se calienta a una temperatura de unos 340 °C a 370 °C, que es la temperatura de entrada en la zona de flash de la columna de topping. En su paso por el mismo, el crudo experimenta grandes pérdidas de carga por el régimen turbulento existente.

El calentamiento en el horno, producido por la combustión de fueloil en mecheros distribuidos en la cámara de combustión, se realiza con tiempos de residencia muy cortos con el fin de evitar el proceso de cracking que ocasionaría la presencia de coque en los tubos del horno.

Finalmente la corriente de crudo saliente del horno se alimenta a la zona de flash de la columna de destilación atmosférica.

### 3.3.3 COLUMNA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA O DE TOPPING

Después del horno, el crudo parcialmente vaporizado se alimenta a la columna de topping.

Dentro de las columnas de topping pueden distinguirse tres zonas:

- Zona de ``flash``: es la zona en la que se introduce el crudo. Aquí experimenta una reducción de presión lo que provoca una evaporación parcial separándose en dos fases; una fase líquida más rica en los componentes más pesados y en una fase vapor, rica en componentes más ligeros. La etapa flash se aproxima a una sola etapa de equilibrio en la que las dos fases que se forman presentan curvas TBP con gran solapamiento u ``overlap``.
- Zona de enriquecimiento o lavado: la fase vapor fruto de la evaporación flash va a ser tratada en este sector superior de la columna, donde el vapor se va a ver enriquecido en los componentes más volátiles por contacto con el reflujo (el reflujo es la porción del destilado de cabeza que es reintroducido en la torre). Parte de la fracción evaporada, condensa en los platos inferiores de la zona de enriquecimiento y retorna a la zona flash como reflujo líquido. A esta fracción se le conoce como ``overflash`` y su caudal volumétrico se establece en la práctica alrededor del 5 % en volumen del caudal de crudo alimentado.
- Zona de stripping de fondo o agotamiento: en cuanto a la fase líquida que surge de la vaporización parcial en la zona flash, va a ir a parar al sector inferior de la columna y en ella, fundamentalmente, ocurre el empobrecimiento del líquido en componentes volátiles. Para conseguir este objetivo, el líquido se somete a un stripping mediante inyección de vapor de agua que tiene como efecto una reducción de la presión parcial

de hidrocarburos, desplazando las condiciones de equilibrio EFV, con lo que se eliminan los ligeros disueltos en el crudo reducido o residuo atmosférico. De esta manera se puede regular el punto inicial de ebullición (IBP) de la fracción en cuestión, puesto que, cuanto mayor es la inyección de vapor, mayor es la evaporación de los compuestos volátiles y por tanto, el IBP aumenta al permanecer los compuestos más pesados (*Figura 11*) [24]. A la fracción de hidrocarburos ligeros ascendentes por la acción del stripping en esta zona de la columna se les denomina “stripped-out”.

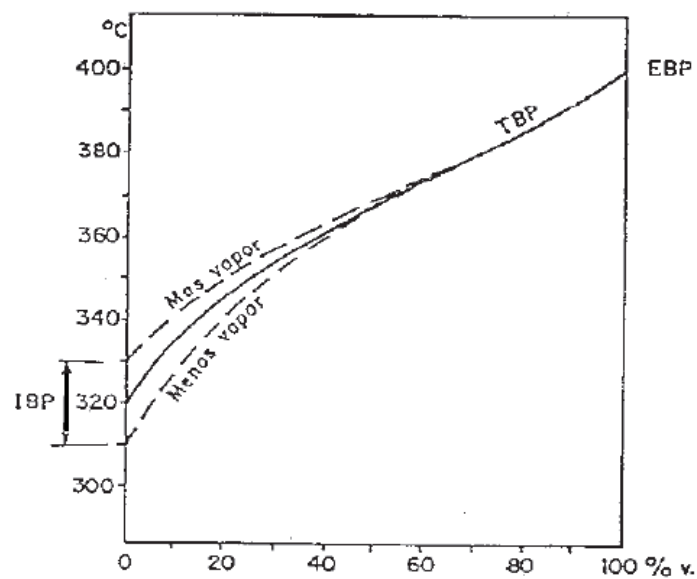


Figura 11: Efecto de la inyección de vapor sobre el IBP

Fuente: [24]

## 4 Diseño básico de la columna

Para el prediseño de la columna de fraccionamiento de la unidad de destilación atmosférica se parte de un crudo con las siguientes características:

- Densidad 28,75 °API
- Factor de caracterización 11,7
- Capacidad nominal de procesamiento de la columna: 100 000 Bbl/día (*Tabla 5*)
- Temperaturas teóricas de corte (*Tabla 6*)
- Curva de destilación TBP (*Tabla 7*)
- Densidad del residuo a 400 °C = 14 ° API

*Tabla 5: Caudal nominal de procesado de la columna de topping*

Capacidad nominal de la columna	
	662,5 m <sup>3</sup> /h

*Tabla 6: Temperaturas teóricas de corte*

Naftas	N	183 °C
Keroseno	K	253 °C
Destilado medio	DM	313 °C
Gasoil atmosférico	AGO	393 °C

*Tabla 7: Curva TBP del crudo a destilar*

% volumen	5	10	30	50	70
T °C	88	145	239	336	457
° API	53,5	50,8	38,5	29,1	24,1

### 4.1 Datos y criterios para el diseño

La columna a diseñar es una columna sin reflujos circulantes y que va a disponer de tres extracciones laterales junto al destilado de cabeza y al residuo atmosférico que se obtiene por el fondo. Las tres extracciones laterales en cuestión serán keroseno (K), destilado medio (DO)

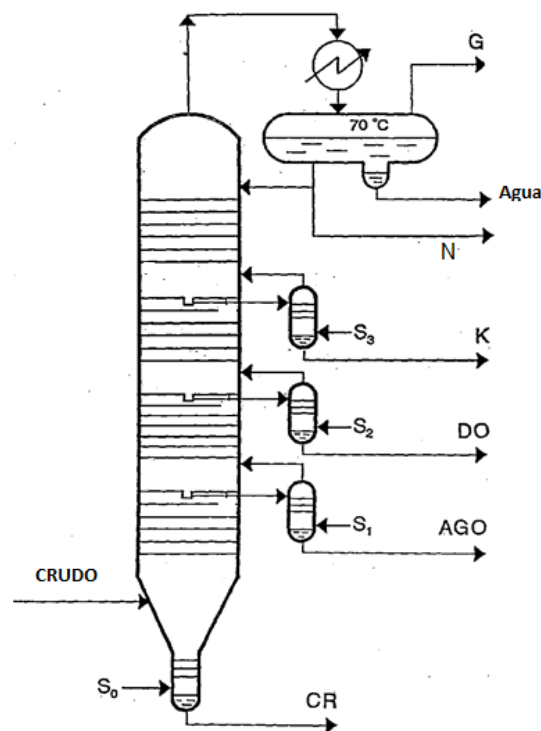


y gasoil atmosférico (AGO) más los gases incondensables y nafta que se obtendrá por cabeza de columna (G+N) y el crudo reducido (CR) por el fondo de la misma.

La alimentación a la columna estará exenta de agua y trabajará con un condensador parcial en su cabeza. De éste condensador saldrá el destilado de cabeza y el reflujo externo en fase líquida saturada a una temperatura de 70 °C.

En fondo de la columna, también se dispondrá un stripper con vapor de agua.

En la *Figura 12* se muestra un esquema de acuerdo a los criterios explicados en este epígrafe.



*Figura 12: Columna de diseño y extracciones laterales*

*Fuente: [25]*

A continuación se recogen, en la *Tabla 8*, *Tabla 9* y *Tabla 10* algunas características básicas de diseño:

Tabla 8: Perfil de presiones provisional

Perfil de presiones	
<b>Cabeza de columna</b>	1,15 ata
<b>Cabeza de stripper 1</b>	1,35 ata
<b>Cabeza de stripper 2</b>	1,53 ata
<b>Cabeza de stripper 3</b>	1,70 ata
<b>Zona flash</b>	1,75 ata

Tabla 9: Condiciones de operación del vapor de agua para los strippers laterales y de fondo

Vapor de stripping (laterales y fondo)	
<b>Presión</b>	2,83 ata
<b>Temperatura</b>	450 °C
<b>Caudal de vapor</b>	8 kg de vapor / m <sup>3</sup> de producto de fondo

Tabla 10: Caudal del overflash

<b>Caudal de "overflash"</b>	5 % en volumen de la alimentación
------------------------------	-----------------------------------

## 4.2 Caracterización y rendimiento de los cortes

A partir de la curva TBP del crudo (ver *Tabla 7*) y de las temperaturas teóricas de corte de la *Tabla 6*, puede procederse a calcular los rendimientos volumétricos que se pueden obtener a partir del caudal de crudo así como las densidades de los mismos.

Para ello se ha intersectado sobre la curva TBP las temperaturas de corte, como puede apreciarse en la *Figura 13* y se ha hallado el tanto por ciento de destilado que corresponde a cada temperatura de corte. A continuación se ha calculado sobre la curva API del crudo la densidad correspondiente a cada fracción obteniéndose los resultados que aparecen a continuación en la *Tabla 11*:

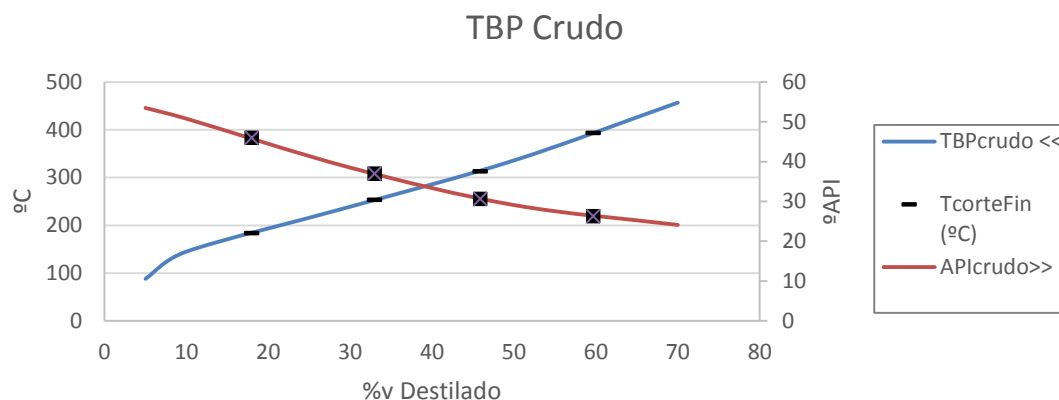


Figura 13: Curva TBP del crudo y densidades API de los cortes

Tabla 11: Rendimiento volumétrico y densidades específicas de las fracciones

CORTE	Ti, °C	Tf, °C	% vi	% vf	Rendimto%	API corte inicial	API corte final	API medio	m3/h	sg
G+N		183	0	18	18	53,5	46	49,75	119,25	0,781
Keroseno	183	253	18	33	15	46	37	41,5	99,375	0,818
DM	253	313	33	45,9	12,9	37	30,6	33,8	85,463	0,856
AGO	313	393	45,9	59,7	13,8	30,6	26,3	28,45	91,425	0,885
Residuo	393		59,7	100	40,3			14	266,988	0,973

### 4.3 Pesos moleculares medios

Para determinar el peso molecular medio de cada fracción se admiten factores de caracterización para el keroseno, diésel medio y gasoil atmosférico iguales a los del crudo de partida, de manera que, a partir del ábaco de la Figura 14 [26] se calculan los pesos moleculares de las fracciones obteniéndose los valores que se muestran en la Tabla 12.

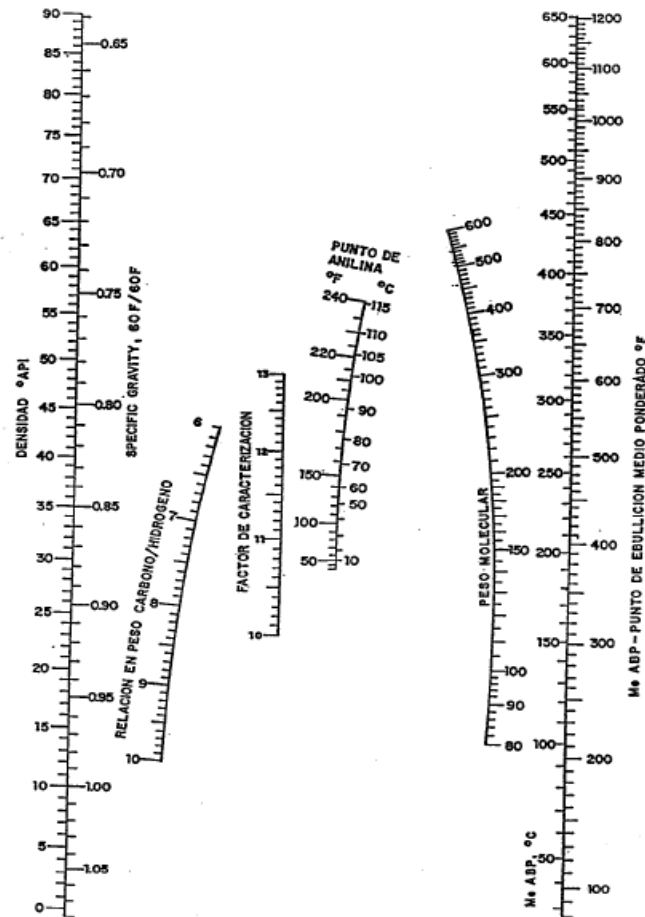


Figura 14: Ábaco para el cálculo del peso molecular

Fuente: [26]

Tabla 12: Peso molecular de las fracciones del crudo

Corte	API	K uop	PM	Me ABP ° C
G+N	49,75	11,7		153
K	41,5	11,7	170	213
DM	33,8	11,7	230	285
AGO	28,45	11,7	283	340
R	14	11,7	500	540

#### 4.4 Balance global en la columna

A continuación se muestra en la *Tabla 13* los resultados de los balances globales establecidos en la columna mediante las siguientes ecuaciones:

$$F = D + CR$$

$$D = (G + N) + K + DO + AGO$$

$$Q_m = Q_v \times sg$$

$$n = Q_m \times \frac{1000}{MW}$$

donde:

F: caudal molar de crudo alimentado a la columna, expresado en kmol/h

D: caudal molar de destilados, expresado en kmol/h

CR: caudal molar de residuo atmosférico, expresado en kmol/h

$Q_m$ : caudal másico, expresado en tm/h

$Q_v$ : caudal volumétrico, expresado en m<sup>3</sup>/h

sg: densidad relativa a 15,5 °C

n: caudal molar, expresado en kmol/h

MW: peso molecular medio, expresado en kg/kmol

*Tabla 13: Caudales volumétricos, másicos y molares globales*

	<b>m3/h</b>	<b>sg</b>	<b>tm/h</b>	<b>MW</b>	<b>kmol/h</b>
<b>Crudo</b>	662,5	0,883	584,984	(*)	(*)
<b>CR</b>	266,988	0,973	259,648	(*)	(*)
<b>D</b>	395,513	0,823	325,337	179	1 817,524
<b>AGO</b>	91,425	0,885	80,879	290	278,894
<b>DO</b>	85,463	0,856	73,158	230	318,076
<b>K</b>	99,375	0,818	81,281	170	478,122
<b>G+N</b>	119,25	0,755	90,019	121	742,432

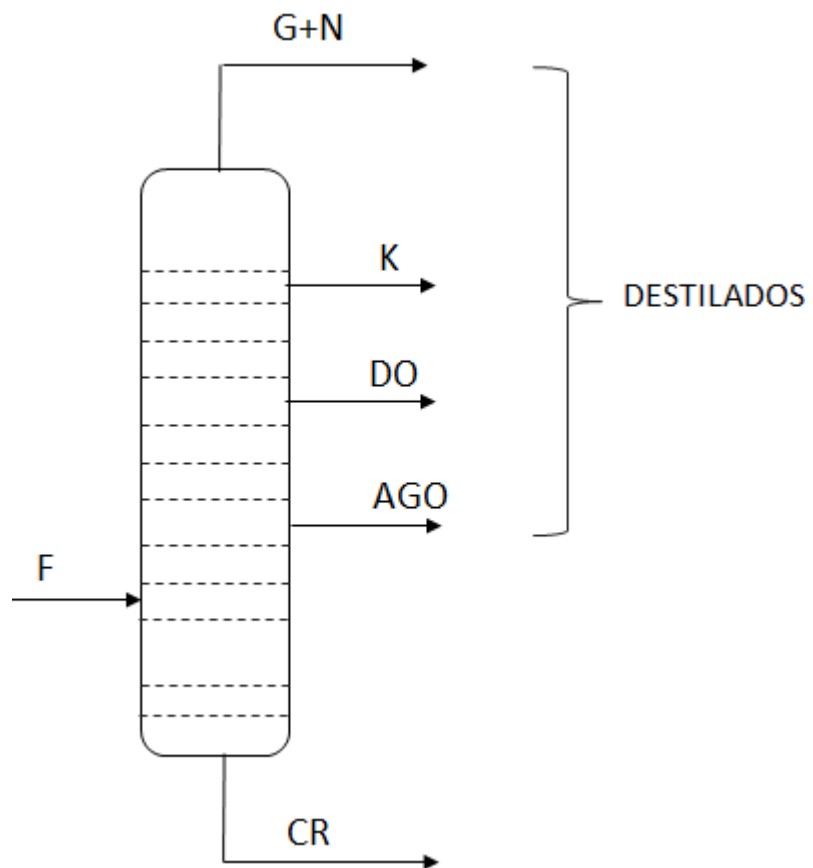


Figura 15: Balance global de la columna

#### 4.5 Balances energéticos en la zona flash y en el stripper de fondo

Las variables del proceso involucradas en esta zona de la columna se muestran en el esquema de la *Figura 16*.

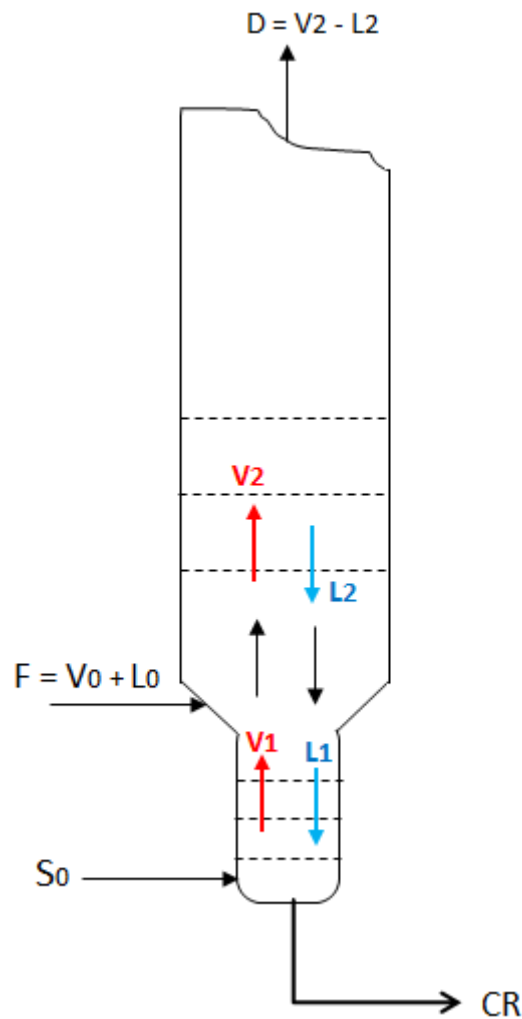


Figura 16: Variables de la zona flash y stripper de fondo

A partir de la figura anterior se pueden establecer los balances molares de hidrocarburos que aparecen a continuación:

$$D = V_2 - L_2$$

$$CR = L_1 - V_1$$

$$V_2 = V_0 + V_1$$

$$L_1 = L_2 + L_0$$

Hay que tener en cuenta que se había establecido como criterio de diseño que el "overflash" ( $L_2$ ) era un 5 % en volumen del caudal de alimentación (Tabla 10) y que para hallar su densidad relativa a 15,5 °C (sg) se ha supuesto que es ligeramente superior a la correspondiente en la curva de la Figura 13 para la temperatura final del corte AGO.

En cuanto a la sg del ``stripped out`` ( $V_1$ ), se ha supuesto un valor que se encuentra entre la sg del AGO y la sg del corte AGO-CR. En la *Tabla 14*, se muestran los resultados obtenidos:

*Tabla 14: Caudales volumétricos, máscicos y molares en la zona flash y zona de agotamiento*

	m3/h	sg	tm/h	MW	kmol/h	
<b>ΣD</b>	395,513	0,823	325,337	179	1 817,52	
<b>L2</b>	33,125	0,903	29,903	325	92,01	
<b>V2</b>	428,638	0,829	355,240	186	1 909,53	
<b>CR</b>	266,988	0,973	259,648	(*)	(*)	
<b>V1</b>	26,405	0,891	23,519	310	75,87	
<b>L1</b>	293,393	0,965	283,166		(*)	<b>% vaporizado</b>
<b>L0</b>	260,268	0,973	253,263	(*)	(*)	39,29
<b>V0</b>	402,232	0,825	331,721	185	1 793,09	60,71

#### 4.5.1 PRESIÓN Y TEMPERATURA EN LA ZONA DE FLASH

En cuanto a la presión en la zona de flash, se había establecido como criterio de diseño una presión de 1,75 ata. Sin embargo puesto que la fracción petrolífera está mezclada con vapor de agua resulta preferible considerar sólo la presión parcial de los hidrocarburos condensables; es decir los que van a constituir fundamentalmente la fase líquida [27]:

$$P_{HCcondensables} = \frac{n^{\circ} \text{ de moles de } HC_{condensables}}{n^{\circ} \text{ de moles de la fase vapor}}$$

donde:

$P_{HCcondensables}$ : expresada en ata

$n^{\circ}$  de moles de  $HC_{condensables}$ : expresados en kmol/h

$n^{\circ}$  de moles de la fase vapor: expresados en kmol/h

En concreto, en la zona de flash, la presión de hidrocarburos condensables queda definida por la siguiente fórmula:

$$P_{HCC,0} = \frac{V_0}{V_0 + S_0} \times P_0$$

donde:

$V_0$ : caudal molar de la fracción vaporizada de la alimentación, expresado en kmol/h

$S_0$ : caudal molar de vapor de stripping de fondo, expresado en kmol/h

$P_0$ : presión absoluta en la zona de flash, expresada en ata



El caudal molar de  $V_0$  se indica en la *Tabla 14*,  $S_0$  se había establecido como criterio de diseño en una cantidad de  $8 \text{ kg/m}^3$  de producto de fondo, en este caso, es crudo reducido (CR) obteniéndose  $118,66 \text{ kmol/h}$ .

De este modo se obtiene una presión parcial de hidrocarburos en la zona flash de  $1,64 \text{ ata}$ .

Para el cálculo de la temperatura en la zona flash ha de obtenerse primero la curva EFV del crudo a  $1 \text{ ata}$ ; para ello se utilizan los ábacos de la *Figura 7* y *Figura 8*, obteniéndose como puede observarse en la *Tabla 15* una temperatura de  $379 \text{ }^\circ\text{C}$ .

*Tabla 15: Curva EFV del crudo a 1 ata*

%v	0	10	30	50	70
TBP $^\circ\text{C}$		145	239	336	457
$\Delta T$ $^\circ\text{C}$					121
T $^\circ\text{C}$				-27	
$\Delta T$ $^\circ\text{C}$					70
EFV $^\circ\text{C}$				309	379

Interpolando para un porcentaje de vaporización del  $60,71 \%$  (*Tabla 14*), se obtiene una temperatura de  $346,5 \text{ }^\circ\text{C}$  a  $1 \text{ ata}$ .

A continuación se ha obtenido para la presión de hidrocarburos condensables ( $1,64 \text{ ata}$ ) la temperatura correspondiente a la de  $346,5 \text{ }^\circ\text{C}$  a  $1 \text{ ata}$  mediante el diagrama de Cox de la *Figura 17* [28]:

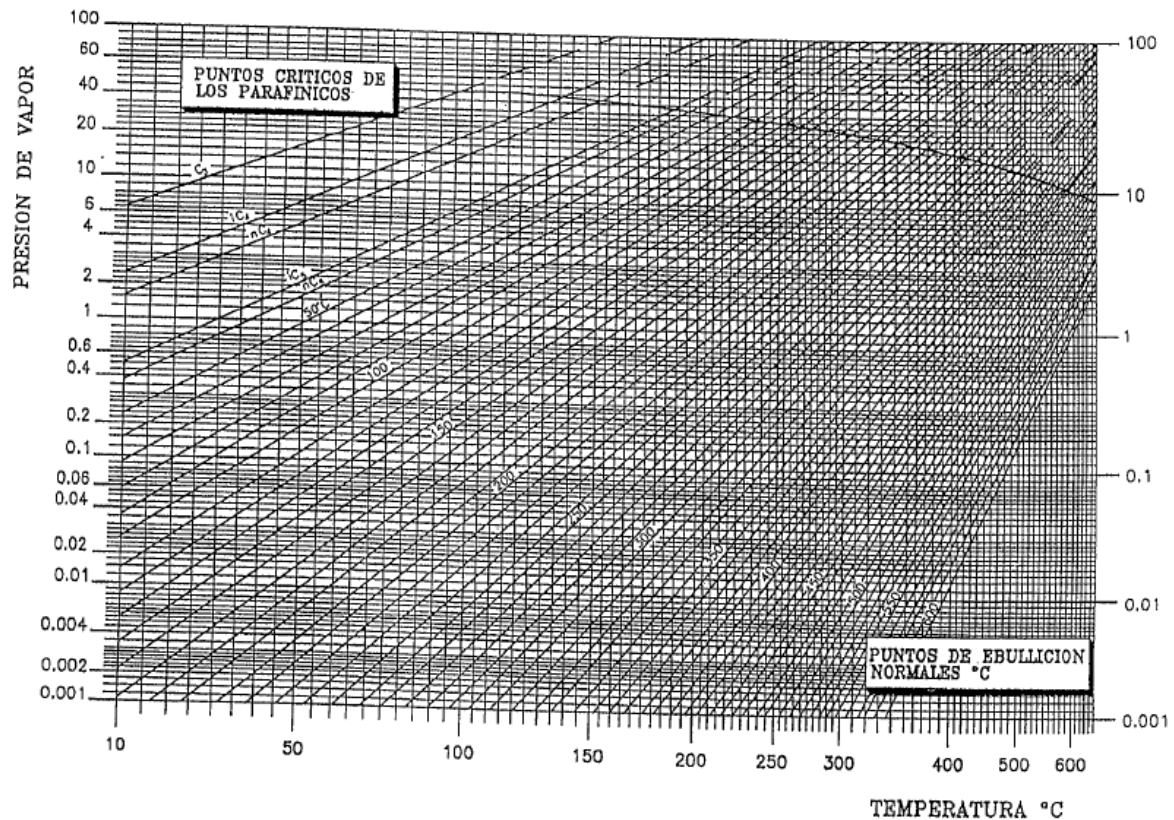


Figura 17: Diagrama de Cox

Fuente: [28]

Este diagrama correlaciona los puntos de ebullición normales, es decir a presión atmosférica, con la presión de vapor, de modo que en este caso, la temperatura equivalente es de 370 °C. En resumen las condiciones termodinámicas reinantes en la zona flash son las que aparecen en la *Tabla 16*:

Tabla 16: Presión de hidrocarburos y temperatura en la zona flash de la columna

Presión de HC <sub>condensables</sub>	Temperatura
1,64 ata	370 °C

#### 4.5.2 BALANCE DE ENERGÍA EN EL “STRIPPER” DE FONDO

En el esquema de la *Figura 18* se muestran las corrientes entrantes y salientes de la zona de fondo de la columna.

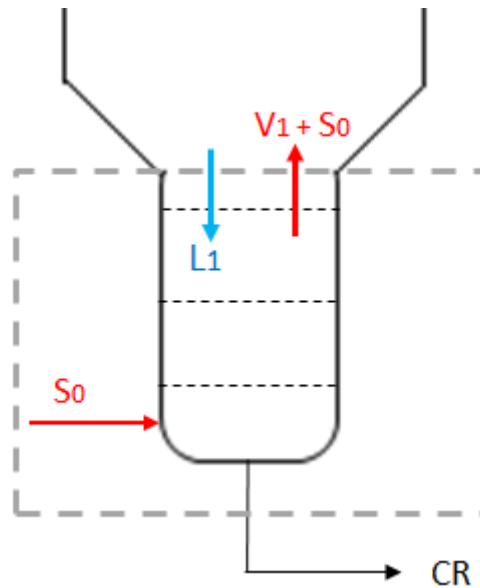


Figura 18: Corrientes entrantes y salientes en la zona del "stripping" de fondo

La corriente  $L_1$ , saliente de la zona flash, lo va a hacer a la misma temperatura que la existente en ésta; en cuanto a  $V_1$  se supone una diferencia de  $2\text{ }^{\circ}\text{C}$  con  $L_1$ .

El vapor de stripping,  $S_0$ , como se indica en la *Tabla 9*, entra a una temperatura de  $450\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $2,83\text{ ata}$  de presión, con una entalpía ( $H_{s,0}$ ) de  $808\text{ kcal/kg}$  obtenida de las tablas de vapor de agua y con un caudal igual a  $8\text{ kg/m}^3$  de producto de fondo, en este caso, crudo reducido.

El vapor de stripping saliente lo hace a la misma temperatura que  $V_1$  y con una entalpía específica,  $H_{s,1}$  obtenida de las tablas de vapor de agua.

Para el cálculo de las entalpías específicas de los hidrocarburos presentes en esta zona ( $V_1$  y  $L_1$ ), se ha utilizado el ábaco de entalpías que se muestra a continuación en la *Figura 19 [29]*:

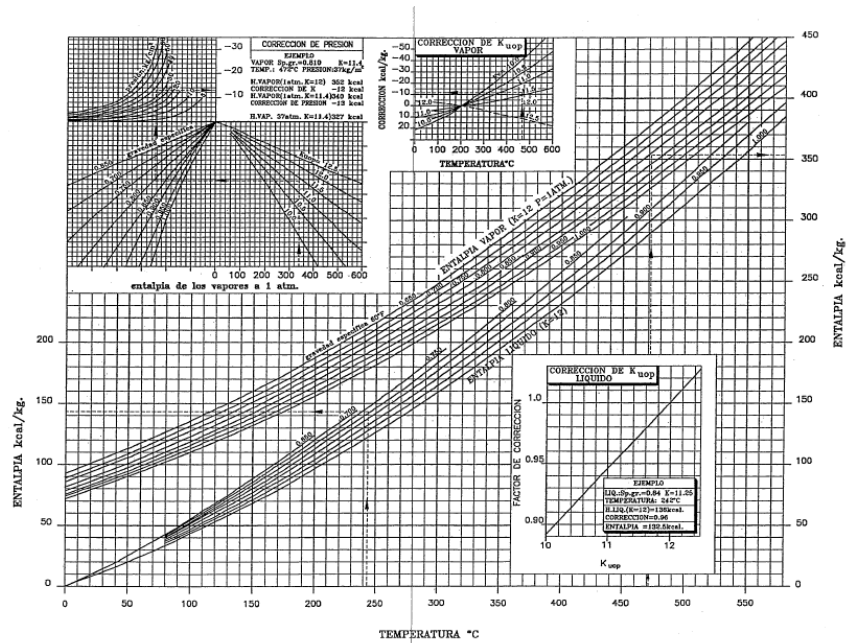


Figura 19: Ábacos de entalpía para la fase vapor y líquida

Fuente: [29]

La expresión del balance de entalpía quedaría de la siguiente manera:

$$L_1 \times h_1 + S_0 \times H_{s,0} = V_1 \times H_1 + S_0 \times H_{s,1} + CR \times h_{CR}$$

En la Tabla 17 se muestran los resultados obtenidos:

Tabla 17: Balance de entalpía en el stripper de fondo

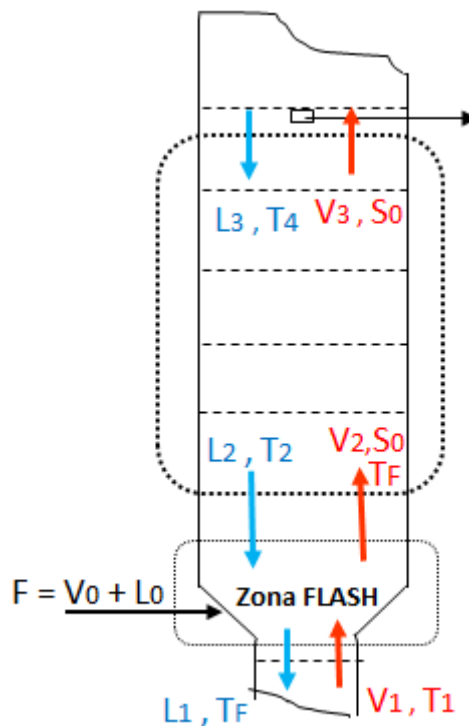
	tm/h	sg	°C	kcal/kg	Gcal/h
<b>Entran</b>					
L1	283,166	0,965	373	218	61,730
S0	2,136	(*)	450	808	1,726
<b>Salen</b>					
V1	23,519	0,891	371	268	6,303
S0	2,136	(*)	371	770	1,645
CR	259,648	0,973	<b>369</b>	214	55,508

Del diagrama de la Figura 19 se obtiene que la temperatura a la que una fracción petrolífera con densidad relativa, sg, igual a 0,973 tiene una entalpía de 214 kcal/kg, es de 369 °C.

Es decir, se produce en el stripper un enfriamiento de 4 °C, que va a disponer de 3 platos teóricos, 2 °C en el primer plato del stripper que se habían supuesto inicialmente y 1 °C en cada uno de los dos platos restantes.

#### 4.6 Balances energéticos entre la zona flash y el primer plato de extracción y en el stripper lateral inferior

Las corrientes implicadas en esta zona y que van a establecer los balances energéticos pertinentes se muestran en la *Figura 20*:



*Figura 20: Corrientes en el tramo inferior de la zona de fraccionamiento*

Las corrientes que salen de la zona flash,  $L_1$  y  $V_2$ , lo hacen a la temperatura de la misma, pero el "overflow" ( $L_2$ ) lo hace a una temperatura de 6 °C menos [30]. A continuación se muestra en la *Tabla 18* las propiedades de las corrientes implicadas en esta zona:

Tabla 18: Propiedades de las corrientes conocidas

	m3/h	sg	tm/h	MW	kmol/h	°C	kcal/kg	Gcal/h
<b>D</b>	395,513	0,823	325,337	179	1 817,52	(*)	(*)	(*)
<b>L2</b>	33,125	0,903	29,903	325	92,01	367	220	6,579
<b>V2</b>	428,638	0,829	355,240	186	1 909,53	373	277	98,401
<b>S0</b>	(*)	(*)	2,136	18	118,66	373	770	1,645
<b>AGO</b>	91,425	0,885	80,879	290	278,89	?	?	?

#### 4.6.1 ESTIMACIÓN DE LA TEMPERATURA DE ROCÍO DEL AGO

El cálculo de la temperatura del AGO se va a realizar a partir de la curva EFV del AGO a 1 ata (Tabla 19). Para ello es necesario primero, obtener la curva TBP del AGO que se ha obtenido de la curva TBP del crudo.

Tabla 19: Curva EFV del AGO a 1 ata

TBP AGO	%v	0	10	30	50	70	90	100
	T °C	313	321	335	350	365	383	393
	ΔT °C		8	14	15	15	18	10
TEFV50-TTBP50					3			
	ΔT °C	1	4	4	4	6	2	
<b>EFV</b>	T °C	<b>344</b>	<b>345</b>	<b>349</b>	<b>353</b>	<b>357</b>	<b>363</b>	<b>365</b>

Se obtiene una temperatura de rocío, coincidente con el punto 100 % de la curva EFV, de 365 °C. A continuación se calcula la temperatura correspondiente para la presión de hidrocarburos condensables existente en esta zona.

$$P_{HCC,3} = \frac{L_3 + AGO}{V_3 + S_0} \times P_3$$

donde:

$P_{HCC,3}$ : presión de hidrocarburos condensables, expresada en ata

$L_3$ : caudal molar de  $L_3$ , expresado en kmol/h

$V_3$ : caudal molar de  $V_3$ , expresado en kmol/h

AGO: caudal molar de la primera extracción lateral, expresado en kmol/h

$S_0$ : caudal molar de vapor de agua, expresado en kmol/h

$P_3$ : presión absoluta en la zona inferior de fraccionamiento, expresada en ata

Como primera aproximación se ha considerado un reflujo interno,  $L_3$ , de caudal molar dos veces el "overflash". En cuanto a  $V_3$ , se obtiene del balance de hidrocarburos siguiente (ver Figura 20):

$$V_3 = D + L_3$$

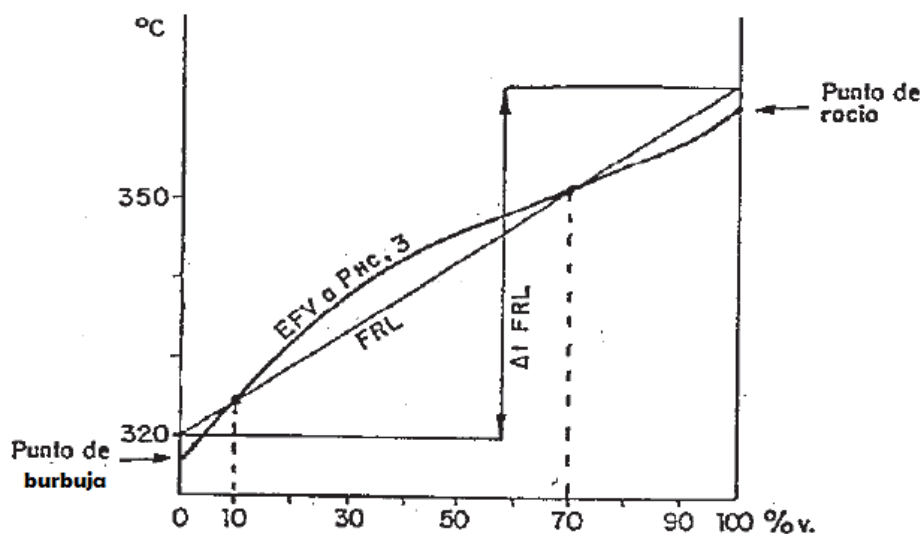
El vapor de stripping  $S_0$  es  $8 \text{ kg/m}^3$  de CR, es decir,  $118,66 \text{ kmol/h}$  y el caudal molar de AGO se muestra en la *Tabla 18*; la presión absoluta de la zona es un criterio de diseño tal y como se muestra en la *Tabla 8*.

Con todo esto se obtiene una presión de hidrocarburos condensables de  $0,373 \text{ ata}$ .

A continuación, mediante el diagrama de Cox que se muestra en la *Figura 17*, se obtiene que, la temperatura equivalente a  $365^\circ\text{C}$  y  $1 \text{ ata}$  a la presión de  $0,373 \text{ ata}$  es  $310^\circ\text{C}$ .

Esta zona de la columna, está más alejada del equilibrio teórico, por lo tanto, la diferencia de temperaturas entre el vapor entrante al plato de extracción ( $V_3$ ) y el líquido que sale de él ( $L_3$ ), será mayor que los  $6^\circ\text{C}$  que se habían supuesto entre  $V_2$  y  $L_2$  por estar más próximos al equilibrio.

La diferencia de temperaturas entre las dos corrientes va a situarse entre el  $50\%$  y el  $80\%$  del intervalo de temperaturas  $\Delta T_{FRL}$  (*Figura 21*) que la línea de referencia flash del AGO determina en el intervalo  $0\%$  a  $100\%$  en volumen de destilado [31].



*Figura 21: Intervalo de temperaturas que la línea de referencia flash determina en el intervalo de volumen destilado*

Fuente: [31]

Por lo tanto, se ha considerado una diferencia de temperaturas igual a la mitad del  $\Delta T_{FRL}$  obteniéndose el resultado siguiente:

$$\Delta T_{FRL} = \frac{1}{2} \times \frac{(T_{70} - T_{10})}{0,6} = \frac{357 - 345}{0,6} = 10^\circ\text{C}$$

donde:

$\Delta T_{\text{FRL}}$ : intervalo de temperaturas determinado por la línea de referencia flash (FRL), expresado en °C

$T_{70}$ : temperatura correspondiente a una evaporación del 70 % en volumen, expresada en °C

$T_{10}$ : temperatura correspondiente a una evaporación del 10 % en volumen, expresada en °C

Así pues, la temperatura de los vapores salientes del plato donde se extrae el AGO será de 310 °C y el reflujo entrante en el plato lo hará a 300 °C.

Los balances de masa y entalpía que rigen la sección de la torre que aparece en la *Figura 20* son los que se muestran a continuación:

$$V_2 - L_2 = V_3 - L_3$$

$$L_3 h_3 + V_2 H_2 + S_0 H_{s,0} = V_3 H_3 + L_2 h_2 + S_0 H_{s,3}$$

Y sustituyendo la ecuación que constituye el primer balance en el segundo se obtiene el caudal de  $L_3$ :

$$L_3 (H_3 - h_3) = V_2 (H_2 - H_3) + S_0 (H_{s,0} - H_{s,3}) + L_2 (H_3 - h_2)$$

$$L_3 = \frac{V_2 (H_2 - H_3) + S_0 (H_{s,0} - H_{s,3}) + L_2 (H_3 - h_2)}{H_3 - h_3}$$

donde:

$L_3$ : caudal másico del reflujo líquido saliente del plato de extracción del AGO, expresado en kg/h

$h_3$ : entalpía específica del reflujo líquido  $L_3$ , expresada en kcal/kg

$V_3$ : caudal másico del vapor saliente del plato de extracción del AGO, expresado en kg/h

$H_3$ : entalpía específica de la fracción vaporizada  $V_3$ , expresada en kcal/kg

$S_0$ : caudal de vapor de stripping introducido por el fondo de la columna, expresado en kg/h

$H_{s,0}$ : entalpía específica del vapor de agua que acompaña a los hidrocarburos, expresada en kcal/kg

$H_{s,3}$ : entalpía específica del vapor de agua en las condiciones reinantes de presión y temperatura del plato de extracción del AGO, expresada en kcal/kg

A partir de los datos expuestos en la *Tabla 20* se procede a calcular el caudal de  $L_3$ .



Tabla 20: corrientes en la zona de extracción del AGO

	<b>sg</b>	<b>MW</b>	<b>°C</b>	<b>kcal/kg</b>
<b>L3</b>	0,882	281	300	173
<b>V3</b>	0,840	210	310	236

Nótese que se ha estimado una densidad relativa de  $L_3$  ligeramente inferior a la sg del AGO y una densidad relativa de  $V_3$  ligeramente superior a la sg de D. Las entalpías de ambas corrientes se han obtenido del ábaco de la *Figura 19* y sus respectivos pesos moleculares de la *Figura 14*.

A continuación se expone en la *Tabla 21* el caudal calculado:

Tabla 21: Caudal estimado de  $L_3$ 

<b>L3 =</b>	239,83	tm/h
	853,50	kmol/h

Para el cálculo de  $V_3$  se utiliza la siguiente expresión:

$$V_3 = L_3 + D$$

donde:

$V_3$ : caudal másico de vapor en el plato de extracción de AGO, expresado en tm/h

$L_3$ : caudal másico de reflujo líquido en el plato de extracción de AGO, expresado en tm/h

D: caudal másico de productos destilados, expresado en tm/h

Obteniéndose los resultados mostrados en la *Tabla 22*:

Tabla 22: Caudal estimado de  $V_3$ 

<b>V3 =</b>	565,170	tm/h
	2 691,29	kmol/h

A partir de estos resultados se calcula la presión de hidrocarburos condensables:

$$P_{HCC,3} = \frac{L_3 + AGO}{V_3 + S_0} P_3$$

Obteniéndose una presión de 0,69 ata. Hallando la temperatura equivalente a la anterior pero a una presión de 0,69 ata, se obtiene en el diagrama de Cox (*Figura 17*) una temperatura de 335 °C, que no coincide con la supuesta anteriormente (310 °C). Por esta razón, se hace necesaria una segunda iteración con este valor para la temperatura de  $V_3$  y 325 °C para  $L_3$ .

Las características de partida para iniciar la segunda iteración se muestran a continuación en la *Tabla 23*:

*Tabla 23: Datos de partida para la segunda iteración en la zona de extracción de AGO*

	<b>sg</b>	<b>MW</b>	<b>°C</b>	<b>kcal/kg</b>
<b>L3</b>	0,882	281	325	190
<b>V3</b>	0,840	210	335	250
<b>S0</b>	(*)	18	335	751

Las entalpías específicas de cada corriente implicada se han obtenido, como anteriormente, de la *Figura 19* y en el caso del vapor de agua de las tablas de vapor de agua.

Con todo esto, y aplicando de nuevo las siguientes ecuaciones se obtiene (*Tabla 24*, *Tabla 25*):

$$L_3 = \frac{V_2(H_2 - H_3) + S_0(H_{S,0} - H_{S,3}) + L_2(H_3 - h_2)}{H_3 - h_3}$$

$$V_3 = L_3 + D$$

*Tabla 24: Corriente líquida L3, segunda iteración*

<b>L3=</b>	175,486	tm/h
	624,504	kmol/h

*Tabla 25: Corriente vapor V3, segunda iteración*

<b>V3=</b>	500,822	tm/h
	2 384,87	kmol/h

En estas condiciones la presión de hidrocarburos condensables en la zona será:

$$P_{HCC,3} = \frac{L_3 + AGO}{V_3 + S_0} P_3$$

$$P_{HCC,3} = \frac{624,504 + 278,89}{2\,384,87 + 118,66} \times 1,71 = 0,62 \text{ ata}$$

Con esta presión y la temperatura de 365 °C, correspondiente al punto 100 % vaporizado de la curva EFV del AGO, se obtiene en el diagrama de Cox una temperatura de 335 °C por lo que se ha producido la convergencia y no es necesario seguir iterando.

En la *Tabla 26* se muestran las temperaturas recientemente halladas:

*Tabla 26: Temperatura final V3 y L3*

<b>T3 =</b>	335 °C
<b>T'3 =</b>	325 °C (temperatura de la extracción entrante al stripper 3)

Teniendo en cuenta los caudales implicados en esta zona, tal y como se muestra en la *Tabla 27*, se puede establecer la relación de reflujo siguiente:

*Tabla 27: Caudales máscicos, volumétricos y molares en el plato de extracción del AGO*

	tm/h	sg	m3/h	MW	kmol/h	°C
<b>D</b>	325,337	0,823	395,513	179	1 817,52	
<b>L3</b>	175,486	0,882	199,042	281	624,504	325
<b>V3</b>	500,822	0,838	594,555	205	2 442,03	335

$$\text{Relación de reflujo} = \frac{L_3}{D} = \frac{199,042}{395,513} = 0,5$$

Nótese que se ha modificado ligeramente el peso molecular medio y la densidad relativa de la corriente vapor, V<sub>3</sub>, para que satisfaga el balance máscico y molar.

#### 4.6.2 BALANCE EN EL ``STRIPPER`` LATERAL 3

Para calcular la temperatura a la que se va a obtener el AGO, se va a realizar un balance de entalpía en el stripper 3.

Con este fin primero se ha calculado el caudal de vapor de agua, S<sub>1</sub>, inyectado por el fondo del stripper. Tal y como se muestra en la *Tabla 9*, el vapor de stripping será de 8 kg/m<sup>3</sup> de producto de fondo, en este caso AGO, con lo que la cantidad vaporizada se situará entre el 15 % y el 20 % en volumen de la alimentación al ``stripper`` [32]; por lo tanto se puede establecer, como término medio que:

$$V_4 = 0,18 L_4$$

Sabiendo que el balance de hidrocarburos en el stripper 3 es:

$$L_4 = AGO + V_4$$

Y sustituyendo se obtiene finalmente:

$$L_4 = AGO + 0,18 L_4$$

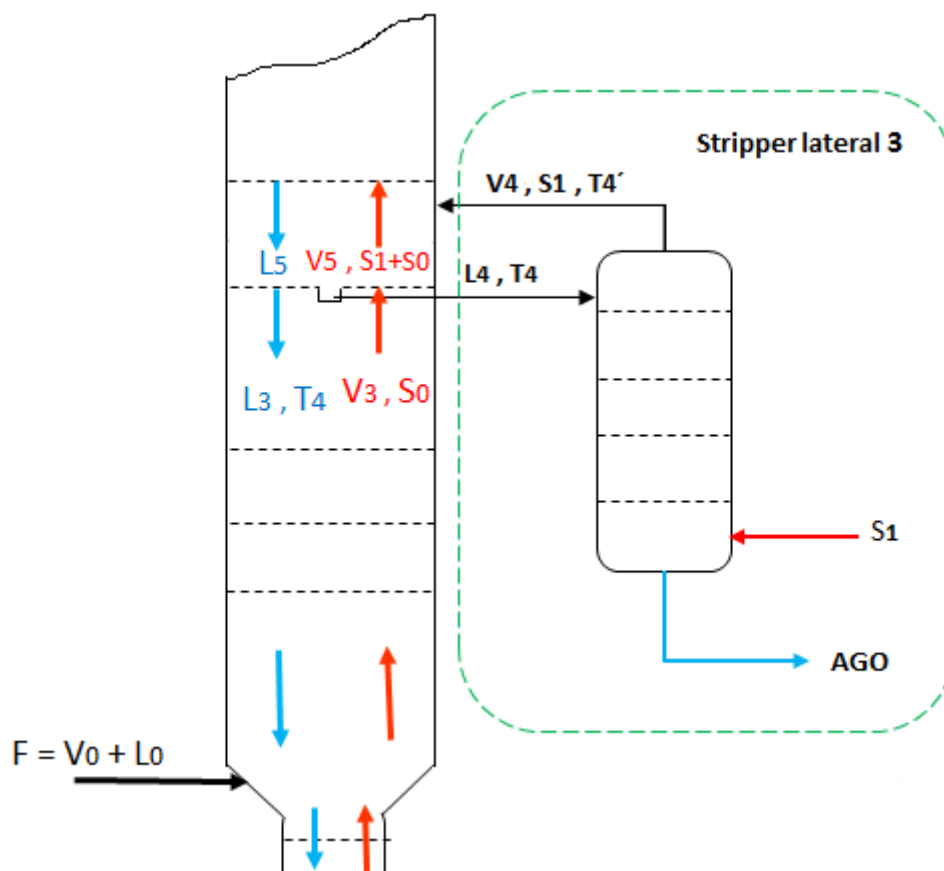
$$L_4 = \frac{AGO}{0,82}$$

Los resultados obtenidos a partir del balance anterior se muestran en la *Tabla 28*:

*Tabla 28: Flujos en el ``stripper 1``*

<b>S1</b>	731,4	kg/h de vapor a 450º C
<b>L4</b>	111,49	m3/h
<b>V4</b>	20,07	m3/h

A continuación se establece el balance de entalpía correspondiente con el ``stripper`` lateral 3, teniendo en cuenta las corrientes que se muestran en la *Figura 22*, obteniéndose:



*Figura 22: Corrientes en el ``stripper`` lateral 3*

$$AGO h_{AGO} = L_4 h_4 - V_4 H_4 + S_1 (H_{S,1} - H_{S,4})$$

donde:

AGO: caudal másico de AGO, expresado en kg/h

$h_{AGO}$ : entalpía específica del AGO, expresada en Gcal/kg

$L_4$ : caudal másico de la extracción lateral, expresada en kg/h

$h_4$ : entalpía específica de la extracción lateral, expresada en Gcal/kg

$V_4$ : caudal másico de la fracción vaporizada saliente del "stripper", expresada en kg/h

$H_4$ : entalpía específica de  $V_4$ , expresada en Gcal/kg

$S_1$ : caudal de vapor de agua introducido al stripper 3, expresado en kg/h

$H_{S,1}$ : entalpía específica del vapor de agua a la entrada en el stripper 3, expresada en Gcal/h

$H_{S,4}$ : entalpía específica del vapor de agua a la salida del stripper 3, expresada en Gcal/h

El resultado de este balance entálpico se muestra a continuación en la *Tabla 29*:

*Tabla 29: Balance en el "stripper" lateral 3*

	m3/h	sg	tm/h	MW	kmol/h	°C	kcal/kg	Gcal/h
<b>AGO</b>	91,425	0,885	80,879	290	278,894	<b>T AGO</b>	181	14,6
<b>V4</b>	20,069	0,865	17,420	246	70,924	321	236	4,111
<b>L4</b>	111,494	0,882	98,299	281	349,818	325	190	18,677
<b>S1 entra</b>		(*)	0,731	18	40,633	450	808	0,591
<b>S1 sale</b>		(*)	0,731	18	40,633	321	744,234	0,544

Para este cálculo, se ha supuesto una diferencia de temperaturas entre la corriente de alimentación al stripper y la de salida de 4 °C. En cuanto a las entalpías específicas del vapor de agua a la entrada y a la salida del "stripper", se ha utilizado para su cálculo las tablas de vapor de agua, a partir de sus condiciones de presión (*Tabla 8* y *Tabla 9*) y temperatura.

La densidad relativa de  $V_4$  se ha obtenido del ábaco de la *Figura 14* y su peso molecular medio, caudal másico y molar con el balance de hidrocarburos del "stripper 3".

A partir del ábaco de entalpías de la *Figura 19*, se determina que la temperatura a la que el AGO en fase líquida tiene una entalpía de 181 kcal/kg y una densidad relativa de 0,885 es de 315 °C.

#### 4.7 Balance energético entre la zona "flash" y el segundo plato de extracción y balance en el "stripper" lateral 2

Las corrientes implicadas en este tramo de la columna se muestran a modo de esquema en la *Figura 23*. Las propiedades termodinámicas de estas corrientes se establecen a continuación en la *Tabla 30*:

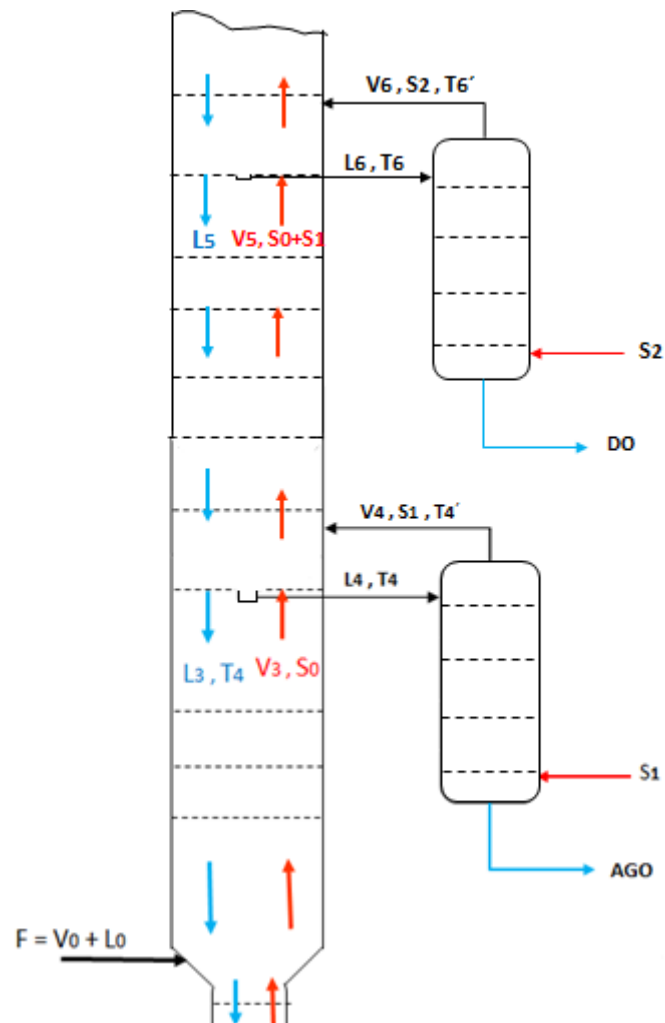


Figura 23: Corrientes desde la zona "flash" hasta el "stripper" lateral 2

Tabla 30: Propiedades termodinámicas en la zona "flash" hasta plato de extracción de DO y "stripper" lateral 2

	m3/h	sg	tm/h	MW	kmol/h	°C	kcal/kg	Gcal/h
<b>ΣD</b>	395,513	0,823	325,337	179	1 817,52	(*)	(*)	(*)
<b>L2</b>	33,125	0,903	29,903	325	92,009	367	220	6,579
<b>V2</b>	428,638	0,829	355,240	186	1 909,53	373	277	98,401
<b>S0</b>	(*)	(*)	2,136	18	118,661	373	770	1,645
<b>AGO</b>	91,425	0,885	80,879	290	278,894	315	185	14,963
<b>DO</b>	85,463	0,856	73,158	230	318,076	<b>T DO</b>	<b>hDO</b>	<b>?</b>
<b>D' = D-AGO</b>	304,088	0,804	244,458	159	1 538,63	(*)	(*)	(*)

El peso molecular medio de D' se ha obtenido del ábaco de la Figura 14. Para hallar la densidad relativa de D' se ha utilizado:

$$Qv_{D'} sg_{D'} = Qm_{D'}$$

donde:

$Q_{VD}$ : caudal volumétrico de  $D'$ , expresado en  $m^3/h$

$sg_{D'}$ : densidad relativa de  $D'$

$Q_{mD'}$ : caudal másico de  $D'$ , expresado en  $tm/h$

#### 4.7.1 ESTIMACIÓN DE LA TEMPERATURA DE ROCÍO DEL DO

Como se ha hecho para los cortes anteriores, la curva EFV del DO a 1 ata se obtiene a partir de la curva TBP del DO, que a su vez y en el caso de un corte teórico, se obtiene a partir de la curva TBP del crudo.

Tabla 31: Curva EFV del DO a 1 ata

TBP DO	%v	0	10	30	50	70	90	100
T °C		253	259	271	283	295	309	313
$\Delta T$ °C		6	12	12	12	14	4	
TEFV50-TTBP50					3			
$\Delta T$ °C		1	4	3	3	4	1	
EFV	T °C	278	279	283	286	289	293	294

Se obtiene una temperatura de rocío del DO (temperatura a la que destila el 100 % en volumen de la curva EFV) a 1 ata igual a 294 °C.

Para calcular la presión de hidrocarburos condensables se considera, como primera estimación, una relación de reflujo molar interno de [33]:

$$\frac{L_5}{D'} = 1,5/1$$

Con esta suposición se calculan los caudales molares de  $L_5$  y  $V_5$ :

$$L_5 = 1,5 D' = 2\,307,945 \text{ kmol/h}$$

$$V_5 = L_5 + D' = 3\,846,575 \text{ kmol/h}$$

La presión de hidrocarburos condensables en el plato de extracción en cuestión será:

$$P_{HCC,5} = \frac{L_5 + DO}{V_5 + S_0 + S_1} \times P_5$$

donde:

$P_{HCC,5}$ : presión de hidrocarburos condensables en el plato de extracción, expresada en ata

$L_5$ : caudal molar de hidrocarburos líquidos en el plato de extracción, expresado en kmol/h

DO: caudal molar del producto saliente por el "stripper" 2, expresado en kmol/h

$V_5$ : caudal molar de hidrocarburos en fase vapor en el plato de extracción, expresado en kmol/h

$S_0$ : caudal molar de vapor de agua introducido por el fondo de la torre, expresado en kmol/h

$S_1$ : caudal molar de vapor de agua introducido por el fondo del "stripper" 3, expresado en kmol/h

$P_5$ : presión absoluta en el plato en cuestión, expresada en ata

Se obtiene una presión parcial de hidrocarburos condensables de 1,01 ata. Con el diagrama de Cox de la *Figura 17*, se obtiene una temperatura correspondiente de  $V_5$  igual a 295 °C, con la que se iniciará la iteración.

La diferencia de temperaturas o salto térmico entre la corriente líquida que abandona y el vapor que entra al plato de extracción va a ser:

$$T_{V5} - T_{L5} = \frac{1}{2} \Delta T_{FRL} = \frac{1}{2} \times \frac{(T_{70} - T_{10})}{0,6} = 8,33 \text{ } ^\circ\text{C}$$

donde:

$T_{V5}$ : temperatura de la corriente de hidrocarburos en fase vapor entrante en el plato de extracción, expresada en °C

$T_{L5}$ : temperatura de la corriente de hidrocarburos en fase líquida saliente del plato de extracción, expresada en °C

$\Delta T_{FRL}$ : intervalo de temperaturas determinado por la línea de referencia flash, expresado en °C

$T_{70}$ : temperatura a la que se destila el 70 % en la EFV, expresada en °C

$T_{10}$ : temperatura a la que se destila el 10 % en la EFV, expresada en °C

Por lo tanto se ha considerado 278 °C como temperatura de la corriente  $L_5$  y consecuentemente de la extracción lateral  $L_6$ .

El balance de entalpía en este tramo de la columna, que se extiende desde la zona flash hasta el plato donde se produce la segunda extracción lateral, se puede expresar mediante la siguiente ecuación:

$$L_5 = \frac{V_2 H_2 + (S_0 + S_1) H_{S,0} - (S_0 + S_1) H_{S,5} - L_2 h_2 - AGO h_{AGO} - D' H_5}{(H_5 - h_5)}$$

donde:



$L_5$ : caudal másico de líquido saliente del plato de extracción, expresado en  $\text{tm/h}$

$h_5$ : entalpía específica de la corriente  $L_5$ , expresada en  $\text{kcal/kg}$

$H_5$ : entalpía específica de la corriente vapor saliente del plato de extracción, expresada en  $\text{kcal/kg}$

$V_2$ : caudal másico de vapor saliente de la zona flash, expresado en  $\text{tm/h}$

$H_2$ : entalpía específica de la corriente  $V_2$ , expresada en  $\text{kcal/kg}$

$L_2$ : caudal másico de hidrocarburos líquidos entrantes a la zona de flash, expresada en  $\text{tm/h}$

$h_2$ : entalpía específica de la corriente  $L_2$ , expresada en  $\text{kcal/kg}$

$S_0$ : caudal molar de vapor de agua introducido por el fondo de la torre, expresado en  $\text{kmol/h}$

$H_{S,0}$ : entalpía específica del vapor de agua que acompaña a los hidrocarburos, expresada en  $\text{kcal/kg}$

$S_1$ : caudal molar de vapor de agua introducido por el fondo del "stripper" 3, expresado en  $\text{kmol/h}$

$H_{S,5}$ : entalpía específica del vapor de agua,  $S_0+S_1$  entrante en el plato de extracción, expresada en  $\text{kcal/h}$

AGO: caudal másico del producto que se obtiene por el fondo del "stripper" 1, en  $\text{tm/h}$

$h_{AGO}$ : entalpía específica de la corriente AGO, expresada en  $\text{kcal/kg}$

$D'$ : caudal másico de la suma de productos destilados menos el producto extraído en el "stripper" lateral 3, expresado en  $\text{tm/h}$

En la *Tabla 32* se muestran las propiedades termodinámicas hasta ahora desconocidas. Las entalpías específicas de  $V_5$  y  $L_5$  se han obtenido del ábaco de entalpías de la *Figura 19* y la de  $S_{0+1}$  de las tablas de vapor de agua. Para estimar la densidad relativa,  $sg$ , de  $L_5$ , se ha supuesto que es ligeramente inferior a la del DO. En cuanto a la  $sg$  de  $V_5$ , se ha supuesto un valor intermedio entre la de  $D'$  y la de DO.

Tabla 32: Propiedades termodinámicas de V5, L5 y S0+1

	sg	MW	°C	kcal/kg
<b>L5</b>	0,851	220	287	168
<b>V5</b>	0,830	190	295	223
<b>S0+1</b>	(*)	18	295	732

El valor del caudal másico de L<sub>5</sub> obtenido por medio del balance entálpico anterior se muestra en la Tabla 33.

Tabla 33: Caudal de L<sub>5</sub> tras la primera iteración

<b>L5 =</b>	410,228 tm/h		
	1 864,67 kmol/h	<	2 307,94 kmol/h

La corriente V<sub>5</sub> se halla a partir del balance de hidrocarburos siguiente:

$$V_5 = D' + L_5$$

donde:

V<sub>5</sub>: caudal molar de hidrocarburos en fase vapor en el plato de extracción, expresado en kmol/h

D': caudal molar de la suma de productos destilados menos el producto extraído en el "stripper" lateral 3, expresado en kmol/h

L<sub>5</sub>: caudal molar de líquido saliente del plato de extracción, expresado en kmol/h

Los resultados obtenidos a partir de este balance de hidrocarburos se muestran a continuación en la Tabla 34.

Tabla 34: Caudal de V<sub>5</sub> tras la primera iteración

<b>V5 =</b>	3 403,30 kmol/h	<	3 846,57 kmol/h
-------------	-----------------	---	-----------------

Tal y como se indica en la Tabla 33 y Tabla 34 los caudales obtenidos por medio de los balances de energía son menores que los supuestos inicialmente por lo que se hace necesaria una nueva iteración.

La manera de proceder en la segunda iteración comienza por recalcular la presión parcial de hidrocarburos condensables en el plato de extracción de L<sub>6</sub> para los nuevos flujos obtenidos. De esta manera se obtiene:

$$P_{HCC,5} = \frac{L_5 + DO}{V_5 + S_0 + S_1} \times P_5 = 0,937 \text{ ata}$$

Del diagrama de Cox de la *Figura 17* se obtiene que la temperatura de 294 °C a 1 ata corresponde con 290 °C a 0,937 ata. En la *Tabla 35* se muestran las propiedades termodinámicas para las temperaturas nuevamente calculadas.

*Tabla 35: Propiedades termodinámicas de V<sub>5</sub>, L<sub>5</sub> y S<sub>0+1</sub>, segunda estimación*

	sg	MW	°C	kcal/kg
<b>L5</b>	0,851	220	282	164
<b>V5</b>	0,830	190	290	221
<b>S0+1</b>	(*)	18	290	729

Los pesos moleculares de L<sub>5</sub> y de V<sub>5</sub> se han calculado a partir de la *Figura 14* y sus entalpías específicas de la *Figura 19*. Al igual que en la primera iteración, la densidad relativa de L<sub>5</sub> se ha supuesto ligeramente inferior a la de DO y la sg de V<sub>5</sub> intermedia entre la de D' y DO.

Aplicando de nuevo el balance entálpico que se muestra a continuación, se obtienen los flujos molares de la *Tabla 36* y *Tabla 37*:

$$L_5 = \frac{V_2 H_2 + S_0 H_{S,0} + S_1 H_{S,1} - (S_0 + S_1) H_{S,5} - L_2 h_2 - AGO h_{AGO} - D' H_5}{(H_5 - h_5)}$$

*Tabla 36: Caudal de L5, segunda iteración*

<b>L5 =</b>	404,563 tm/h		
	1 838,92 kmol/h	≈	1 864,67 kmol/h

*Tabla 37: Caudal de V5, segunda iteración*

<b>V5 =</b>	3 377,55 kmol/h	≈	3 403,30
-------------	-----------------	---	----------

En estas tablas se puede apreciar como los caudales obtenidos coinciden prácticamente con los de la primera iteración, por lo que se considera que se ha producido la convergencia.

A continuación, en la *Tabla 38*, se muestran los caudales másicos, volumétricos y molares definitivos de las corrientes líquida y vapor del plato de extracción de DO:

*Tabla 38: Corrientes finales en el segundo plato de extracción*

	tm/h	sg	m3/h	MW	kmol/h	°C
<b>D'</b>	244,458	0,804	304,088	159	1 538,63	
<b>L5</b>	404,563	0,851	475,386	220	1 838,92	282
<b>V5</b>	649,020	0,833	779,473	192	3 377,55	290

Es necesario señalar que la gravedad específica de  $V_5$  así como su peso molecular se han modificado para que se cumpla el balance gravimétrico y el molar.

Los caudales másicos y molares de  $V_5$  se han obtenido mediante dichos balances.

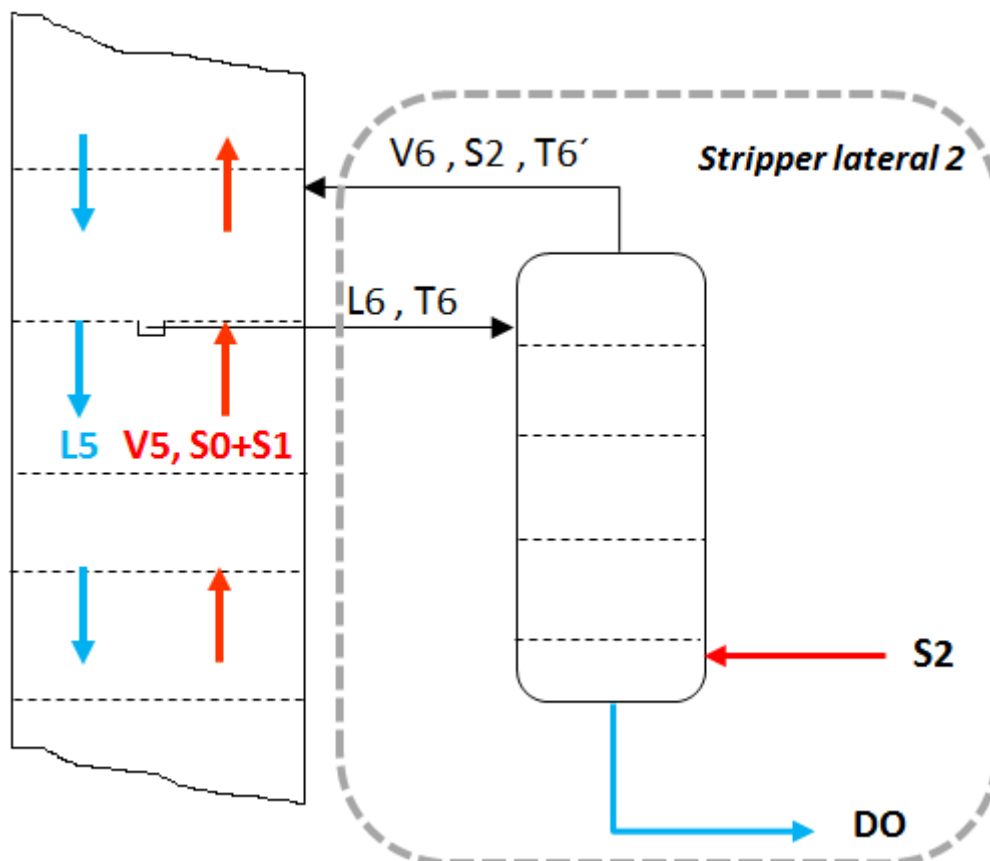
Finalmente se calcula la relación de reflujo de la siguiente manera:

$$\text{Relación de reflujo} = \frac{L_5}{D'} = 1,56$$

#### 4.7.2 BALANCE EN EL ``STRIPPER`` LATERAL 2

La manera de proceder para el cálculo de los caudales involucrados en el ``stripper`` lateral 2, va a ser similar que en el ``stripper`` 1.

En la *Figura 24* se muestran las corrientes que van a incluirse en los balances de materia y entálpicos.



*Figura 24: Corrientes implicadas en el ``stripper`` lateral 2*

El balance de hidrocarburos es el siguiente:

$$L_6 - V_6 = DO$$

donde:

$L_6$ : caudal volumétrico de la extracción lateral, expresado en  $\text{m}^3/\text{h}$

$V_6$ : caudal volumétrico de hidrocarburos en fase vapor saliente del ``stripper`` 2 y entrante en la columna, expresado en  $\text{m}^3/\text{h}$

$DO$ : caudal volumétrico obtenido por el fondo del ``stripper`` 2, expresado en  $\text{m}^3/\text{h}$

Teniendo en cuenta que:

$$L_6 = \frac{DO}{0,82}$$

donde:

$L_6$ : caudal volumétrico de la extracción lateral, expresado en  $\text{m}^3/\text{h}$

$DO$ : caudal volumétrico obtenido por el fondo del ``stripper`` 2, expresado en  $\text{m}^3/\text{h}$

Se obtienen los caudales volumétricos que se muestran a continuación en la *Tabla 39*:

*Tabla 39: Flujos entrantes y salientes del ``stripper`` 2*

<b>S2</b>	683,7	kg/h de vapor a 450 °C
<b>L6</b>	104,22	m3/h
<b>V6</b>	18,76	m3/h

El caudal de  $S_2$  correspondiente es de  $8 \text{ kg/m}^3$  de producto de fondo, en este caso  $DO$ , tal y como queda establecido en la *Tabla 9*.

El balance de entalpía correspondiente al ``stripper`` lateral 2 es el siguiente:

$$L_6 h_6 + S_2 H_{S,0} = DO h_{DO} + S_2 H_{S,6} + V_6 H_6$$

A partir de dicho balance y estableciendo una diferencia de temperaturas entre los vapores que salen del stripper lateral rumbo a la columna y el flujo líquido que entra en la misma de  $5^\circ\text{C}$ , se han calculados los caudales y las características correspondientes de las corrientes implicadas en el ``stripper`` lateral 2, tal y como se muestra en la *Tabla 40*:

Tabla 40: Balance en el ``stripper`` lateral 2

	m3/h	sg	tm/h	MW	kmol/h	°C	kcal/kg	Gcal/h
<b>DO</b>	85,463	0,856	73,158	230	318,076	<b>TDO</b>	154	11,248
<b>V6</b>	18,760	0,828	15,538	183	85,085	277	216	3,356
<b>L6</b>	104,22	0,851	88,695	220	403,161	282	164	14,546
<b>S2 entra</b>		(*)	0,6837	18	38,0	450	808	0,552
<b>S2 sale</b>		(*)	0,6837	18	38,0	277	723	0,494

Para la obtención de las entalpías específicas del vapor de agua, S<sub>2</sub>, entrante y saliente del ``stripper`` se ha utilizado las tablas de vapor de agua. En el caso de V<sub>6</sub> y L<sub>6</sub>, las entalpías específicas se han calculado a partir del ábaco de la *Figura 19*.

La temperatura de una fracción líquida, con una densidad relativa sg igual a 0,856 y entalpía específica de 153 kcal/kg es de 267 °C, obtenida a partir de la *Figura 19*.

#### 4.8 Balance energético desde la zona ``flash`` hasta el plato superior de extracción y ``stripper`` lateral 1

Un esquema de los flujos de materia implicados en esta sección de la torre se muestra a continuación en la *Figura 25*.

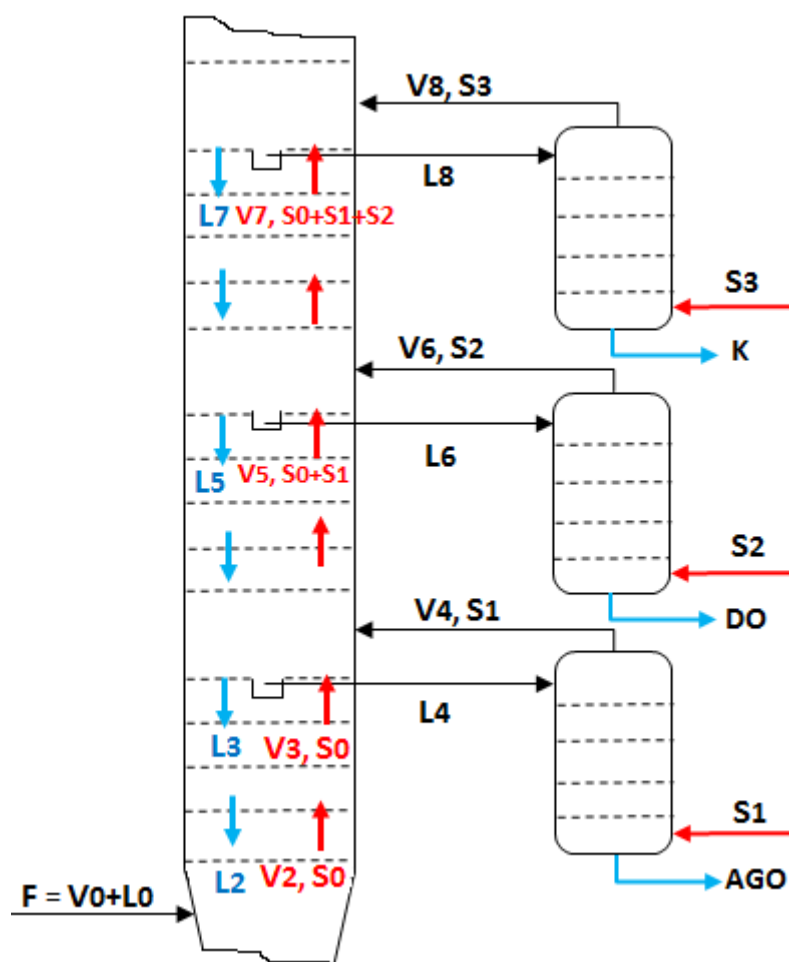


Figura 25: Corrientes implicadas desde la zona "flash" hasta el "stripper" lateral 3

Las propiedades termodinámicas de dichas corrientes se muestran a continuación en la Tabla 41, teniendo en cuenta que se mantiene la suposición inicial de una diferencia de temperaturas entre  $V_2$  y el "overflow"  $L_2$  de 6 °C.

Tabla 41: Propiedades termodinámicas de las corrientes conocidas en el tramo de estudio

	m3/h	sg	tm/h	MW	kmol/h	°C	kcal/kg	Gcal/h
<b>D</b>	395,51	0,82	325,34	179,00	1 817,52	(*)	(*)	(*)
<b>L2</b>	33,13	0,90	29,90	325,00	92,01	367,00	220,00	6,58
<b>V2</b>	428,64	0,83	355,24	186,03	1 909,53	373,00	277,00	98,40
<b>S0</b>	(*)	(*)	2,14	18,00	118,66	373,00	770,00	1,64
<b>AGO</b>	91,43	0,88	80,88	290,00	278,89	315,00	185,00	14,96
<b>DO</b>	85,46	0,86	73,16	230,00	318,08	267,00	153,75	11,25
<b>K</b>	99,38	0,82	81,28	170,00	478,12	Tk	hk	?
<b>D' = D' - DO</b>	218,63	0,78	171,30	140,35	1 220,55	(*)	(*)	(*)

#### 4.8.1 ESTIMACIÓN DE LA TEMPERATURA DE ROCÍO DEL KEROSENO

Para estimar la temperatura de rocío del keroseno, es necesario obtener la curva EFV del keroseno la cual se obtiene a partir de la curva TBP del keroseno. En el caso de un corte teórico, la curva anteriormente citada se puede obtener directamente a partir de la curva TBP del crudo de la *Figura 13*.

A continuación se muestra en la *Tabla 42*, la curva EFV del keroseno:

*Tabla 42: Curva EFV del keroseno a 1 ata*

TBP K	%v	0	10	30	50	70	90	100
T °C		183	190	204	218	232	246	253
ΔT °C		7	14	14	14	14	14	7
TEFV50-TTBP50					3			
ΔT °C		1	2	3	3	2	1	
EFV	T °C	215	216	218	221	224	226	227

Se obtiene una temperatura de rocío a 1 ata de presión de 227 °C, que corresponderá con otra temperatura a la presión de hidrocarburos condensables existente en el plato de extracción.

Suponiendo una relación de reflujo molar interno de  $L_7/D''$  igual a 3/1, se ha estimado el caudal de la corriente líquida ( $L_7$ ) y vapor ( $V_7$ ) en el plato de extracción.

$$L_7 = 3D'' = 3\,661,66 \text{ kmol/h}$$

$$V_7 = L_7 + D'' = 4\,882,214 \text{ kmol/h}$$

De esta manera, la presión parcial de hidrocarburos condensables sería:

$$P_{HCC,7} = \frac{(L_7 + K)}{(V_7 + S_0 + S_1 + S_2)} P_7$$

donde:

$P_{HCC,7}$ : presión de hidrocarburos condensables en el plato de extracción, expresada en ata

$L_7$ : caudal molar de hidrocarburos líquidos en el plato de extracción, expresado en kmol/h

$K$ : caudal molar del producto saliente por el "stripper" lateral 3, expresado en kmol/h

$V_7$ : caudal molar de hidrocarburos en fase vapor en el plato de extracción, expresado en kmol/h



$S_0$ : caudal molar de vapor de agua introducido por el fondo de la torre, expresado en kmol/h

$S_1$ : caudal molar de vapor de agua introducido por el fondo del "stripper" 3, expresado en kmol/h

$S_2$ : caudal molar de vapor de agua introducido por el fondo del "stripper 2", expresado en kmol/h

$P_7$ : presión absoluta en el plato en cuestión, expresada en ata

Se obtiene una presión parcial de 1,10 ata. A esta presión, la temperatura de 227 °C a 1 ata, corresponde según el diagrama de Cox de la *Figura 17*, con 233 °C, temperatura con la que se iniciará la iteración.

Puesto que no hay reflujo circulante, se considera un salto de temperatura en el plato de extracción igual a la mitad del  $\Delta T_{FRL}$ , por lo que se obtiene una diferencia de temperaturas de:

$$T_{V7} - T_{L7} = \frac{1}{2} \Delta T_{FRL} = \frac{1}{2} \times \frac{(T_{70} - T_{10})}{0,6} = 7 \text{ } ^\circ\text{C}$$

donde:

$T_{V7}$ : temperatura de la corriente de hidrocarburos en fase vapor entrante en el plato de extracción, expresada en °C

$T_{L7}$ : temperatura de la corriente de hidrocarburos en fase líquida saliente del plato de extracción, expresada en °C

$\Delta T_{FRL}$ : intervalo de temperaturas determinado por la línea de referencia flash, expresado en °C

$T_{70}$ : temperatura a la que se destila el 70 % en la EFV, expresada en °C

$T_{10}$ : temperatura a la que se destila el 10 % en la EFV, expresada en °C

En consecuencia, las propiedades termodinámicas de ambas corrientes se muestran, a continuación, en la *Tabla 43*:

*Tabla 43: Propiedades termodinámicas de  $L_7$ ,  $V_7$  y  $S_{0+1+2}$*

	sg	MW	°C	kcal/kg
<b>L7</b>	0,810	162	226	130
<b>V7</b>	0,801	151	233	191
<b>S 0+1+2</b>	(*)	18	233	702

Nótese, que las densidades relativas de las dos corrientes de hidrocarburos se han estimado de manera que la sg de  $L_7$  sea ligeramente inferior a la del keroseno y la de  $V_7$  sea intermedia entre la de  $D''$  y la del keroseno. En cuantos a los pesos moleculares medios, se han obtenido del ábaco de la *Figura 14* y sus entalpías específicas de la *Figura 19*.

La entalpía específica de la corriente de vapor de agua se ha obtenido de las tablas de vapor de agua.

Por lo tanto, despejando  $L_7$  del balance de entalpía desde la zona flash hasta el plato de extracción de  $L_8$  se obtiene la siguiente ecuación:

$$L_7 = \frac{V_2 H_2 + (S_0 + S_1 + S_2) H_{S,0} - (S_0 + S_1 + S_2) H_{S,7} - L_2 h_2 - AGO h_{AGO} - DO h_{DO} - D'' H_7}{(H_7 - h_7)}$$

donde:

$L_7$ : caudal másico de líquido saliente del plato de extracción, expresado en tm/h

$h_7$ : entalpía específica de la corriente  $L_7$ , expresada en kcal/kg

$H_7$ : entalpía específica de la corriente vapor saliente del plato de extracción, expresada en kcal/kg

$V_2$ : caudal másico de vapor saliente de la zona flash, expresado en tm/h

$H_2$ : entalpía específica de la corriente  $V_2$ , expresada en kcal/kg

$L_2$ : caudal másico de hidrocarburos líquidos entrantes a la zona de flash, expresada en tm/h

$h_2$ : entalpía específica de la corriente  $L_2$ , expresada en kcal/kg

$S_0$ : caudal molar de vapor de agua introducido por el fondo de la torre, expresado en kmol/h

$H_{S,0}$ : entalpía específica del vapor de agua que acompaña a los hidrocarburos, expresada en kcal/kg

$S_1$ : caudal molar de vapor de agua introducido por el fondo del "stripper" 3, expresado en kmol/h

$S_2$ : caudal molar de vapor de agua introducido por el fondo del "stripper" 2, expresado en kmol/h

$H_{S,7}$ : entalpía específica del vapor de agua,  $S_0+S_1+S_2$  entrante en el plato de extracción, expresada en kcal/h

AGO: caudal másico del producto que se obtiene por el fondo del ``stripper'' 1, en tm/h

$h_{AGO}$ : entalpía específica de la corriente AGO, expresada en kcal/kg

DO: caudal másico del producto que se obtiene por el fondo del ``stripper'' 2, en tm/h.

$h_{DO}$ : entalpía específica de la corriente DO, expresada en kcal/kg

$D''$ : caudal másico de la suma de productos destilados menos los productos extraído en los ``stripper'' laterales 2 y 3, expresado en tm/h

Junto al balance de entalpía anterior, se establece el balance de hidrocarburos siguiente:

$$V_7 = L_7 + D''$$

Fruto de las dos ecuaciones expuestas con anterioridad, se obtienen los caudales que aparecen en la *Tabla 44* y *Tabla 45*.

*Tabla 44: Caudal de  $L_7$  tras la primera iteración*

<b><math>L_7 =</math></b>	554,474 tm/h		
	3 422,68 kmol/h	<	3 661,66 kmol/h

*Tabla 45: Caudal de  $V_7$  tras la primera iteración*

<b><math>V_7 =</math></b>	4 643,23 kmol/h	<	4 882,21 kmol/h
---------------------------	-----------------	---	-----------------

Como puede observarse, ambos caudales molares son menores que los inicialmente supuestos, por lo tanto, será necesario una segunda iteración.

La nueva presión de hidrocarburos condensables será la siguiente:

$$P_{HCC,7} = \frac{(L_7 + K)}{(V_7 + S_0 + S_1 + S_2)} P_7 = 1,09 \text{ ata}$$

A esta presión, la temperatura de 227 °C a presión atmosférica, corresponde según el diagrama de Cox de la *Figura 17* con 231 °C. De esta manera las propiedades termodinámicas de  $V_7$  y  $L_7$  son las siguientes:

Tabla 46: Propiedades termodinámicas en el plato de extracción, segunda iteración

	sg	MW	°C	kcal/kg
<b>L7</b>	0,810	162	224	128
<b>V7</b>	0,801	151	231	190
<b>S 0+1+2</b>	(*)	18	231	701,5

Aplicando nuevamente las ecuaciones siguientes se obtienen los resultados que aparecen en la Tabla 47 y Tabla 48.

$$L_7 = \frac{V_2 H_2 + (S_0 + S_1 + S_2) H_{S,0} - (S_0 + S_1 + S_2) H_{S,7} - L_2 h_2 - AGO h_{AGO} - DO h_{DO} - D'' H_7}{(H_7 - h_7)}$$

$$V_7 = L_7 + D''$$

Tabla 47: Caudal de  $L_7$  tras la segunda iteración

<b>L7 =</b>	539,38	tm/h		
	3 329,50	kmol/h	<	3 422,68 kmol/h

Tabla 48: Caudal de  $V_7$  tras la segunda iteración

<b>V7 =</b>	4 550,06	kmol/h	<	4 643,23 kmol/h
-------------	----------	--------	---	-----------------

Nuevamente los caudales obtenidos son menores que los de la anterior iteración por lo que es necesario una tercera iteración.

En esta tercera iteración, la nueva presión de hidrocarburos condensables es:

$$P_{HC,7} = \frac{(L_7 + K)}{(V_7 + S_0 + S_1 + S_2)} P_7 = 1,083 \text{ ata}$$

A esta presión, la temperatura de rocío a presión atmosférica de 227 °C, corresponde según el diagrama de Cox de la Figura 17, con 230 °C. Teniendo en cuenta que el salto térmico en el plato de extracción es de 7 °C, las propiedades termodinámicas de las corrientes son:

Tabla 49: Propiedades termodinámicas en el plato de extracción, tercera iteración

	sg	MW	°C	kcal/kg
<b>L7</b>	0,810	162	223	128
<b>V7</b>	0,801	151	230	190
<b>S 0+1+2</b>	(*)	18	230	701

A partir de los balances entálpico y de hidrocarburos siguientes se obtiene los resultados de la Tabla 50 y Tabla 51.

$$L_7 = \frac{V_2 H_2 + (S_0 + S_1 + S_2) H_{S,0} - (S_0 + S_1 + S_2) H_{S,7} - L_2 h_2 - AGO h_{AGO} - DO h_{DO} - D'' H_7}{(H_7 - h_7)}$$

$$V_7 = L_7 + D''$$

Tabla 50: Caudal de  $L_7$  tras la tercera iteración

<b>L7 =</b>	539,41	tm/h
	3 329,68	kmol/h

Tabla 51: Caudal de  $V_7$  tras la tercera iteración

<b>V7 =</b>	4 550,23	kmol/h
-------------	----------	--------

En esta ocasión y puesto que los caudales de ambas corrientes son ligeramente superiores a los de la anterior iteración, se considera que se ha producido la convergencia. En resumen, los caudales másicos, volumétricos y molares de las corrientes implicadas en el plato de extracción se muestra en la Tabla 52 :

Tabla 52: Caudales en el plato de extracción superior

	tm/h	sg	m3/h	MW	kmol/h	°C
<b>D''</b>	171,30	0,78	218,63	140,35	1 220,55	
<b>L7</b>	539,41	0,81	666,00	162,00	3 329,68	223,33
<b>V7</b>	710,71	0,80	884,63	156,19	4 550,23	230,00

Puede observarse en esta tabla como se ha modificado la densidad relativa y el peso molecular medio de la corriente  $V_7$  para satisfacer los balances gravimétrico y molar.

La relación de reflujo en el plato de extracción es, por lo tanto:

$$\text{Relación de reflujo} = \frac{L_7}{D''} = 3,05$$

#### 4.8.2 BALANCE EN EL ``STRIPPER'' LATERAL 1

En la Figura 26 se muestra un esquema de las corrientes que entran y salen del stripper lateral superior.

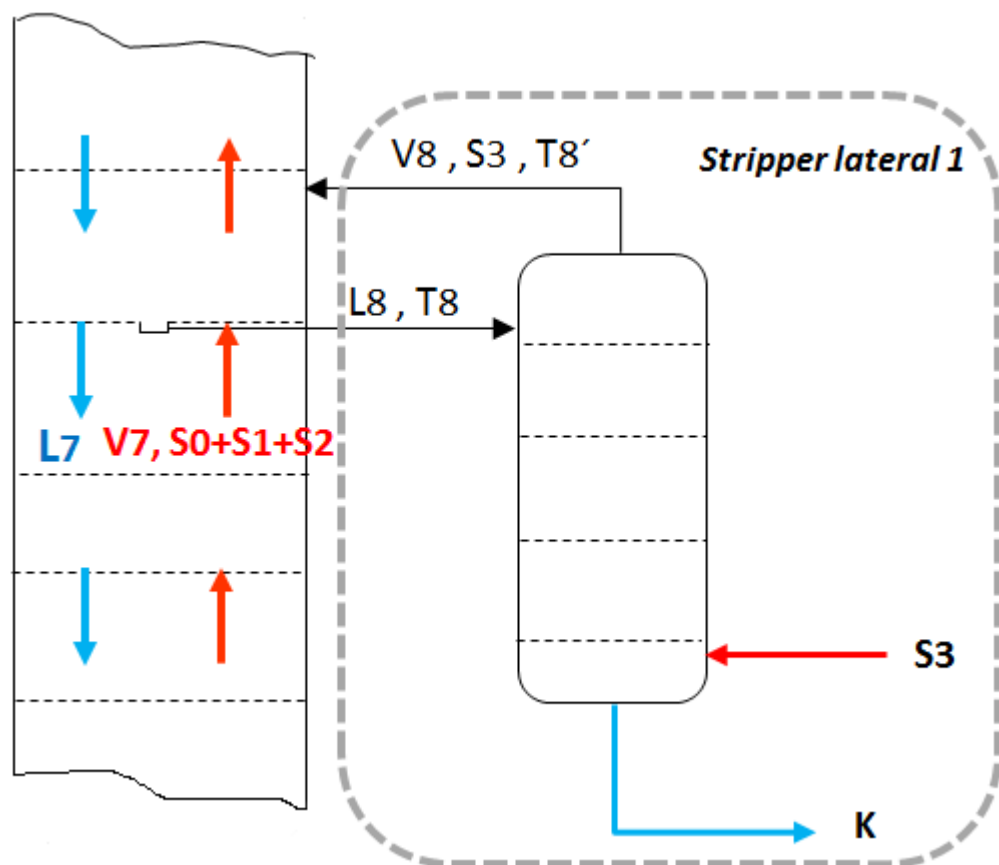


Figura 26: Corrientes implicadas en el "stripper" lateral 1

Estableciendo el balance de hidrocarburos correspondiente a dicho "stripper" lateral se obtiene:

$$K = L_8 - V_8$$

Donde:

K: caudal volumétrico obtenido por el fondo del "stripper" lateral superior, expresado en  $\text{m}^3/\text{h}$

$L_8$ : caudal volumétrico de la extracción lateral del plato y entrante en el stripper, expresado en  $\text{m}^3/\text{h}$

$V_8$ : caudal volumétrico de hidrocarburos en fase vapor, entrante a la columna, expresado en  $\text{m}^3/\text{h}$

Puesto que el caudal volumétrico de  $L_8$  puede expresarse como:

$$L_8 = K/0,82$$

Se obtienen los flujos volumétricos que se muestran en la *Tabla 53*:

Tabla 53: Flujo entrantes y salientes en el ``stripper`` lateral 1

<b>S3</b>	795	kg/h de vapor a 450 °C	
<b>L8</b>	K/0,82 =	121,19	m3/h
<b>V8</b>	L8 - K =	21,814	m3/h

El caudal de S<sub>3</sub> es de 8 kg/m<sup>3</sup> de producto de fondo, en este caso keroseno, tal y como se establece en los criterios de diseño de la Tabla 9.

En cuanto al balance entálpico en el stripper, se expresa mediante la siguiente ecuación:

$$Kh_K = L_8h_8 - V_8H_8 + S_3(H_{S,0} - H_{S,3})$$

donde:

K: caudal volumétrico obtenido por el fondo del ``stripper`` lateral superior, expresado en m<sup>3</sup>/h

h<sub>k</sub>: entalpía específica del keroseno, expresada en kcal/kg

L<sub>8</sub>: caudal volumétrico de la extracción lateral del plato y entrante en el stripper, expresado en m<sup>3</sup>/h

h<sub>8</sub>: entalpía específica de L<sub>8</sub>, expresada en kcal/kg

V<sub>8</sub>: caudal volumétrico de hidrocarburos en fase vapor, entrante a la columna, expresado en m<sup>3</sup>/h

H<sub>8</sub>: entalpía específica de V<sub>8</sub>, expresada en kcal/kg

S<sub>3</sub>: caudal de vapor de agua introducido en el stripper lateral superior, expresado en m<sup>3</sup>/h

H<sub>S,0</sub>: entalpía específica de S<sub>3</sub> en su entrada al ``stripper``, expresada en kcal/kg

H<sub>S,3</sub>: entalpía específica de S<sub>3</sub> en su salida del ``stripper``, expresada en kcal/kg

Los resultados obtenidos del balance se muestran en la Tabla 54 :

Tabla 54: Balance entálpico en el ``stripper`` lateral 1

	m3/h	sg	tm/h	MW	kmol/h	°C	kcal/kg	Gcal/h
<b>K</b>	99,375	0,818	81,281	170	478,122	Tk	119	9,693
<b>V8</b>	21,814	0,780	16,873	132	127,763	218	187	3,155
<b>L8</b>	121,19	0,810	98,153	162	605,885	223	130	12,760
<b>S3 entra</b>		(*)	0,795	18	44,2	450	808	0,642
<b>S3 sale</b>		(*)	0,795	18	44,2	218	697	0,554

Según el diagrama de Cox de la *Figura 17*, la temperatura a la que una fracción petrolífera tiene una densidad relativa, sg, de 0,818 y una entalpía específica de 119 kcal/kg es de 211 °C.

#### 4.9 Balance total de la columna y carga del condensador de cabeza

Las corrientes entrantes y salientes a la columna, las cuales pueden verse de forma esquemática en la *Figura 12*, así como el calor a eliminar en el condensador se resumen, a continuación en la *Tabla 55*.

*Tabla 55: Balance global de la columna y carga del condensador de cabeza*

	m3/h	sg	tm/h	MW	kmol/h	°C	kcal/kg	Gcal/h
<b>Entran:</b>								
VO	402,23	0,82	331,72	185,00	1 793,09	373,00	277,00	91,89
LO	260,27	0,97	253,26			373,00	218,00	55,21
S 0+1+2+3			4,35	18,00	241,44	450,00	808,00	3,51
<b>TOTAL</b>								<b>150,61</b>
<b>Salen:</b>								
S 0+1+2+3			4,35	18,00	241,44	70,00	70,00	0,30
G + N	119,25	0,75	90,02	121,25	742,43	70,00	41,00	3,69
K	99,38	0,82	81,28	170,00	478,12	211,00	119,25	9,69
DO	85,46	0,86	73,16	230,00	318,08	267,00	153,75	11,25
AGO	91,43	0,88	80,88	290,00	278,89	315,00	185,00	14,96
CR	266,99	0,97	259,65			369,00	213,78	55,51
<b>TOTAL</b>								<b>95,41</b>
<b>Calor a eliminar en el condensador:</b>							<b>Qc =</b>	<b>55,20 Gcal/h</b>

#### 4.10 Caudal de vapor en cabeza de columna y reflujo externo

El caudal de gas y nafta (G+N) que se obtiene de la columna, se puede estimar a partir de la curva TBP del crudo que se muestra en la *Figura 13*.

El problema reside en que el extremo inferior de la curva es poco fiable para los porcentajes de destilado en los que se obtiene el G+N, que recordemos se encuentra entre el 0 % y el 18 % como puede observarse en la *Tabla 11*. Por esta razón se extrapola el tramo 10 % hasta 30 % de volumen destilado de la curva para la diferencia de temperatura de 39 °C, que es la existente entre el 30 % y 50 % de volumen destilado. A continuación, en la *Tabla 56*, se muestran los resultados de estos cálculos:



Tabla 56: % vaporizado a la temperatura de 70 °C del condensador de cabeza

TBP G+N	%v	0	10	17,2	30	50	70	90	100
T °C			56	70	95	134	155	175	183
$\Delta T$ °C		56		39		39	21	20	8

Fruto de esta extrapolación, se obtiene que para una tasa de vaporización del 10 % la temperatura es de 56 °C, como se muestra en la tabla superior. Seguidamente, se ha interpolado el volumen vaporizado para una temperatura de 70 °C, que es la temperatura de condensación, obteniéndose una tasa de vaporización del 17,2 %.

Es decir, de todo el caudal de alimentación a la columna, el 18 % es una mezcla de gas y nafta (G+N); de ese porcentaje, el 17,2% corresponderá al G y el porcentaje restante a la N, tal y como se muestra en la Tabla 57.

Tabla 57: Producción de gas y nafta

Caudal total de crudo =	662,5	m3/h
Rendimiento de G+N =	18	%
Producción de G+N =	119,250	m3/h
<b>Producción de G =</b>	<b>20,487</b>	<b>m3/h</b>
<b>Producción de N =</b>	<b>98,763</b>	<b>m3/h</b>

#### 4.10.1 TEMPERATURA EN LA CABEZA DE LA COLUMNA

La temperatura en la cabeza de la columna de destilación se va a corresponder con la temperatura de rocío de la nafta a la presión de hidrocarburos condensables. Para ello se ha calculado en primer lugar la temperatura de rocío a partir de la curva EFV a 1 ata de presión, que como en ocasiones anteriores, se ha obtenido de la curva TBP de la nafta.

Es necesario señalar que la curva TBP de la nafta no varía mucho respecto a la TBP del corte G+N, particularmente en su extremo superior [34]. De este modo se obtiene, tal y como se muestra en la Tabla 58, una temperatura de rocío de la nafta de 144 °C, temperatura con la que se va a iniciar la iteración.

Tabla 58: Curva EFV de la nafta a 1 ata

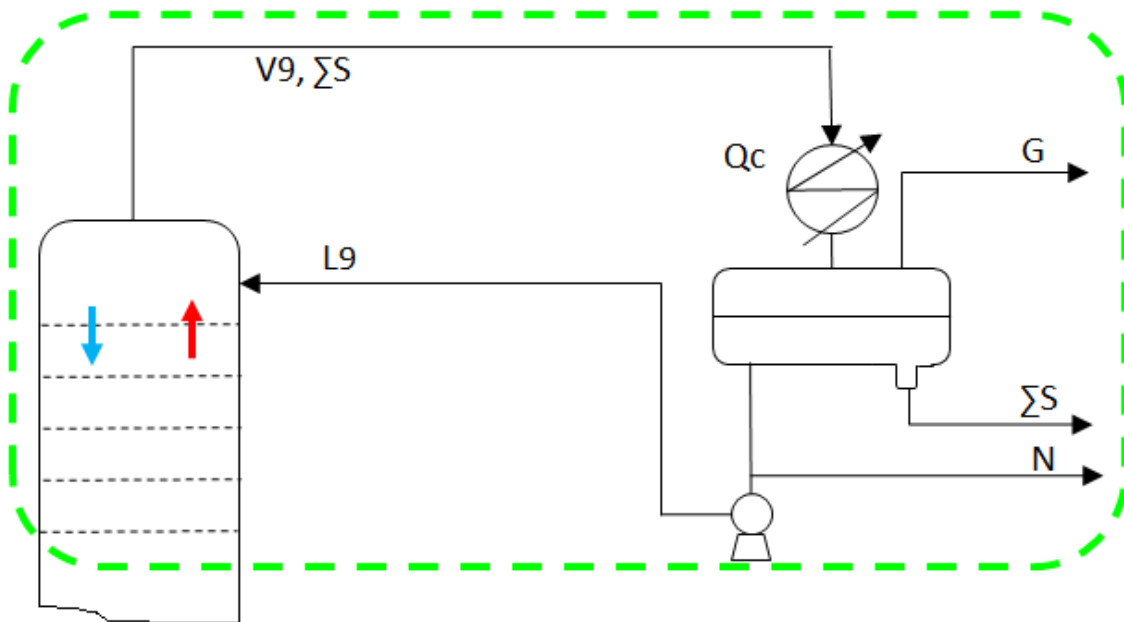
TBP N	%v	0	10	30	50	70	90	100
T °C			56	95	134	155	175	183
$\Delta T$ °C				39	39	21	20	8
TEFV50-TTBP50					-6			
$\Delta T$ °C					3	7	7	2
EFV T °C				125	128	135	142	144

Las características conocidas de las corrientes implicadas en esta sección de la columna se resumen a continuación en la *Tabla 59*:

*Tabla 59: Flujos de materia en la cabeza de columna*

	m <sup>3</sup> /h	sg	kmol/h	MW	°C	kcal/kg	tm/h	Gcal/h
<b>G+N</b>	119,250	0,755	742,432	121	144	147	90,02	13,233
<b>N</b>	98,763	0,76	600,482	125	70	36	75,06	2,702
<b>G</b>	20,487	0,73	141,950	86	70	115	14,96	1,7203
<b>L<sub>9</sub></b>		0,76		125	70	36		
<b>V<sub>9</sub></b>		0,758		123	144	146		
<b>ΣS entra</b>		(*)		18	144	660		
<b>ΣS sale</b>		(*)		18	70	70		

Un esquema de dicha sección se muestra en la *Figura 27*:



*Figura 27: Corrientes implicadas en la cabeza de la columna*

A partir de esta figura se establece el balance de entalpía correspondiente tal y como se muestra en la siguiente ecuación:

$$L_9 = \frac{Q_c + GH_G + Nh_N - S_{0+1+2+3}(H_{S,9} - h_{S,c}) - (G + N)H_9}{(H_9 - h_9)}$$

donde:

$L_9$ : reflujo externo, expresado en tm/h

$h_9$ : entalpía específica de la corriente  $L_9$ , expresada en kcal/kg

$H_9$ : entalpía específica de la corriente  $V_9$ , expresada en kcal/kg

$Q_C$ : calor a eliminar por el condensador de cabeza, expresado en Mcal/h

$G$ : caudal de gas obtenido del condensador de cabeza, expresado en tm/h

$H_G$ : entalpía específica de  $G$ , expresada en kcal/kg

$N$ : caudal de naftas, expresado en tm/h

$h_N$ : entalpía específica de la corriente de nafta, expresada en kcal/kg

$S_{0+1+2+3}$ : caudal de vapor de agua saliente de la columna, expresado en tm/h

$H_{S,9}$ : entalpía específica del vapor de agua que abandona la columna de destilación, expresada en kcal/kg

$h_{S,c}$ : entalpía específica del agua que abandona el condensador, expresada en kcal/kg

En la *Tabla 60* se muestra el caudal obtenido del balance anterior:

*Tabla 60: Reflujo externo de la columna*

<b>L9</b>	398,44	tm/h
	3 187,50	kmol/h

Aplicando el balance de hidrocarburos correspondiente a la cabeza de columna se obtiene:

$$V_9 - L_9 = G + N$$

Y despejando  $V_9$ , se obtiene el resultado de la *Tabla 61*:

*Tabla 61: Caudal de  $V_9$*

<b>V9 =</b>	488,46	tm/h
	3 971,19	kmol/h

La presión parcial de hidrocarburos condensables es, en este caso:

$$P_{HCC,9} = \frac{L_9 + N}{V_9 + \sum S} \times P_9$$

donde:

$P_{HCC,9}$ : presión de hidrocarburos condensables en cabeza de columna, expresada en ata

$L_9$ : reflujo externo, expresado en kmol/h

$N$ : caudal de naftas, expresado en kmol/h

$V_9$ : caudal de vapor saliente de la columna, expresado en kmol/h

$\sum S$ : caudal de vapor de stripping en cabeza de columna, expresado en kmol/h

$P_9$ : presión total en cabeza de columna (*Tabla 8*), expresada en ata

La presión parcial de hidrocarburos es:

$$P_{HCC,9} = 1,03 \text{ ata}$$

A esta presión, se obtiene del diagrama de Cox de la *Figura 17* que la temperatura de 144 °C, obtenida de la curva EFV a 1 ata, es de 144 °C; por tanto se admite la convergencia con lo que no es necesario hacer una nueva iteración.

La relación de reflujo en la cabeza de la columna de destilación es, por lo tanto:

$$\text{Relación de reflujo} = \frac{L_9}{G + N} = 4,40$$

#### 4.11 Cálculo del número de platos teóricos de la columna y grado de separación entre cortes sucesivos

A modo de resumen se muestra en la *Tabla 62*, las relaciones de reflujo calculadas para cada sección de la columna.

*Tabla 62: Relaciones de reflujo a lo largo de la columna*

<b>L3/D =</b>	0,50
<b>L5/D' =</b>	1,56
<b>L7/D'' =</b>	3,05
<b>L9/(G+N) =</b>	4,40

Teniendo en cuenta que son valores de reflujo razonables para cada sección, el número de platos de los que va a disponer la columna, va a ser de 6 etapas teóricas entre cabeza, extracciones laterales y zona ``flash'', a excepción de la zona entre la extracción de DO y AGO que constará de 7 etapas [35]. En cuanto al ``stripper'' de fondo, va a disponer de 3 etapas al igual que los ``stripper'' laterales.

Por lo tanto, la columna en cuestión va a disponer de un total de 28 etapas, que en la práctica serán 29 puesto que el condensador de cabeza se considera como una etapa adicional, tal y como se muestra en la *Figura 28*:

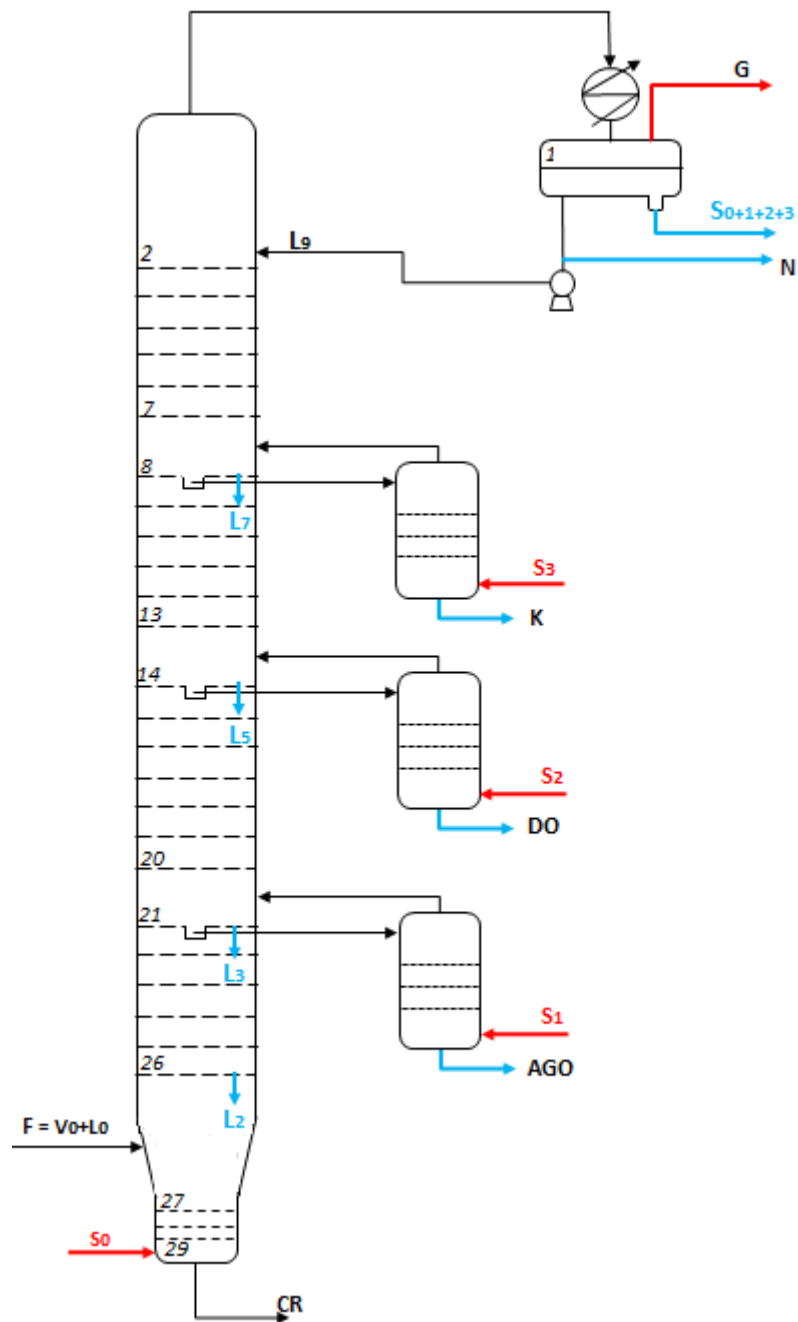


Figura 28: Etapas teóricas totales de la columna de destilación

Para evaluar la calidad de los cortes o productos destilados se estudia el ``GAP'', que es el grado de separación relativa entre dos cortes sucesivos y suele expresarse como:

$$GAP = T_{ASTM-D86}^{5\%} \text{Corte pesado} - T_{ASTM-D86}^{95\%} \text{Corte ligero}$$

donde:

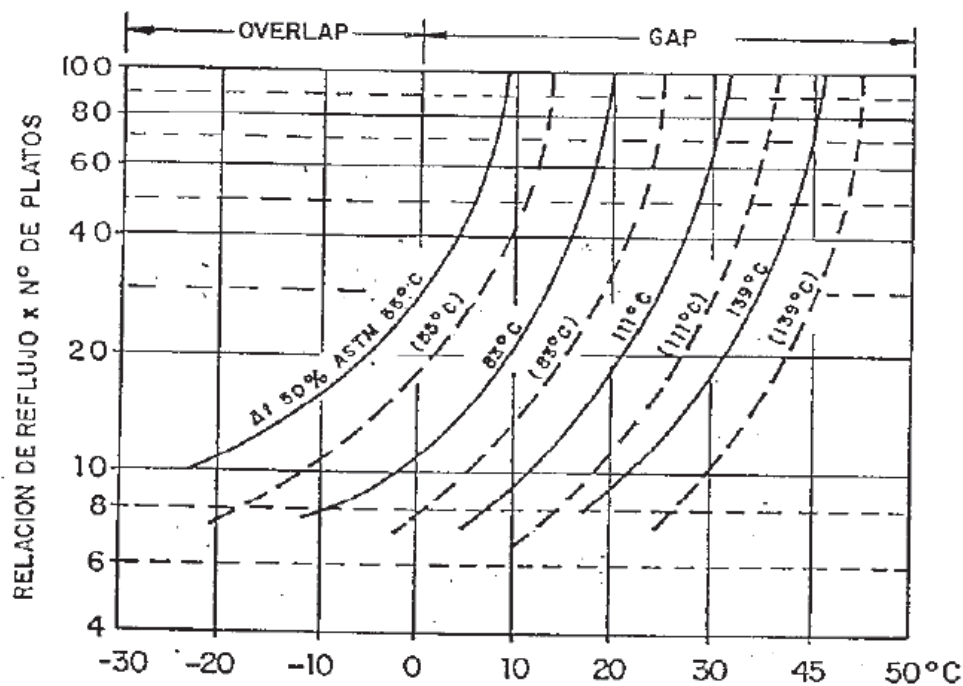
GAP: grado de separación relativa entre cortes sucesivos

$T_{ASTM-D86}^{5\%}$  corte pesado: temperatura a la que se produce la destilación del 5 % en volumen del corte pesado en la curva de destilación ASTM-D86, expresada en °C

$T_{ASTM-D86}^{95\%}$  corte ligero: temperatura a la que se produce la destilación del 95 % en volumen del corte ligero en la curva de destilación ASTM-D86, expresada en °C

Si el GAP es mayor que 0 la separación es buena mientras que si es menor que 0, esto indica que se ha producido un solape entre las curvas de destilación y por tanto la separación es mala. En este último caso se dice que existe un ``overlap``.

Sin embargo, en este caso para estudiar el GAP existente entre cortes sucesivos se ha utilizado los gráficos de Packie que se muestran a continuación en las *Figura 29* y *Figura 30*:



*Figura 29: GAP entre destilado y primera extracción*

Fuente: [36]

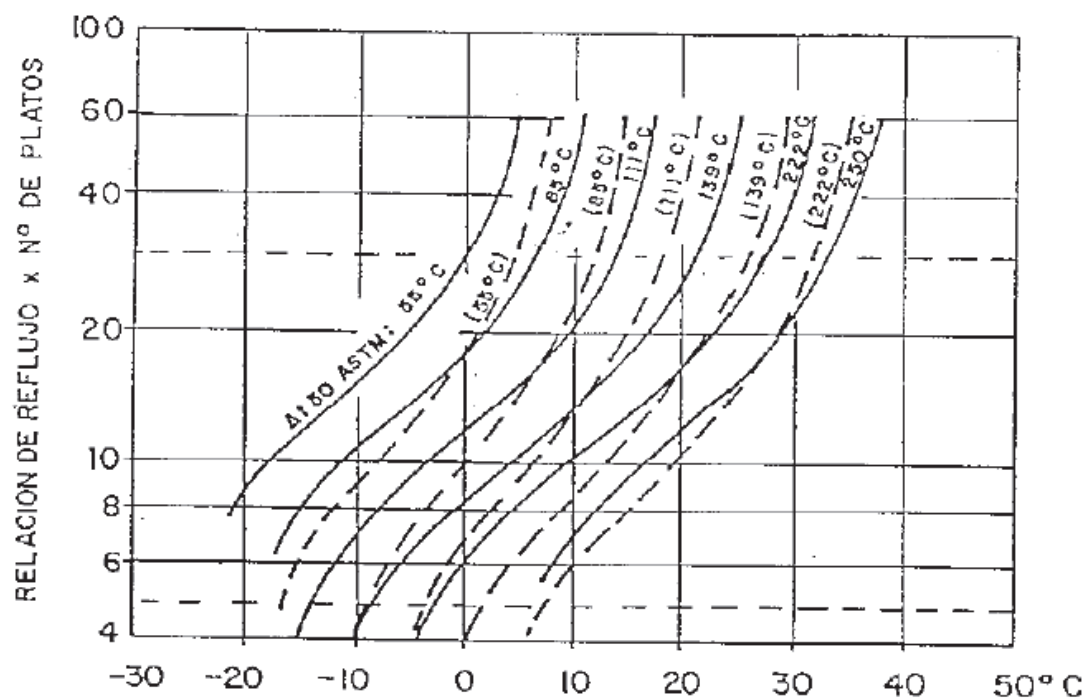


Figura 30: GAP entre extracciones laterales

Fuente: [36]

A partir de estos gráficos se obtienen los GAP que se muestran en la Tabla 63:

Tabla 63: GAP entre los productos de destilación

Tramo	nº platos	Rel.Reflujo x nº platos	( $\Delta T$ 50) TBP	( $\Delta T$ 50)ASTM	GAP/OVERLAP (°C)
(G+N)/K	6	26	84	80	10
K/DO	6	18	65	61	-3
DO/AGO	7	11	67	63	-14
AGO/ZF	6	3	150	100	-20

Para la conversión de la diferencia de temperaturas a la que destila el 50 % de los cortes consecutivos en la curva TBP a su homóloga en la curva ASTM se ha utilizado el gráfico que aparece en la Figura 31 [37].

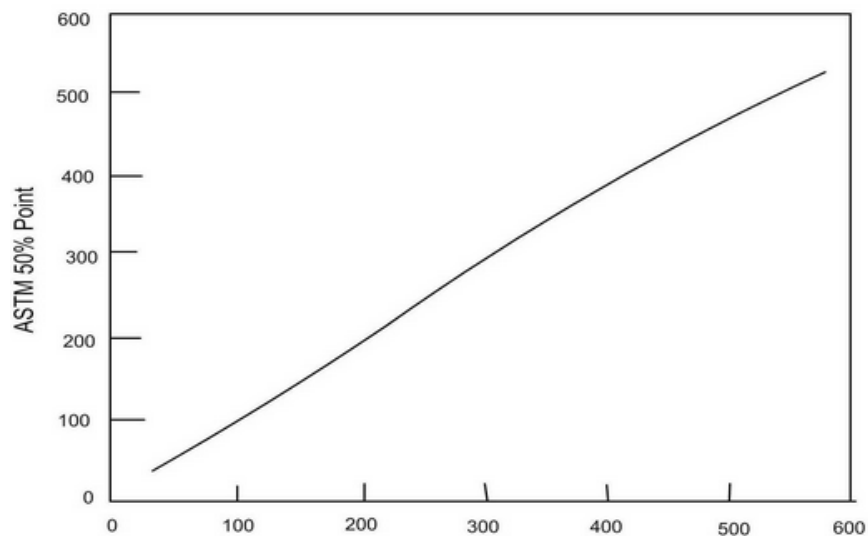


Figura 31: Relación entre  $\Delta T_{50}$  TBP y  $\Delta T_{50}$  ASTM expresada en  $^{\circ}\text{C}$

Fuente: NPTEL

Los GAP obtenidos de los gráficos de Packie concuerdan con las especificaciones normales de los productos de destilación atmosférica.

## 4.12 Dimensiones de la columna de destilación

### 4.12.1 CÁLCULO DEL DIÁMETRO

El factor de mayor importancia y por tanto el que va a determinar el diámetro de la columna es el tráfico de vapor a lo largo de la misma. Por esta razón, el cálculo del diámetro de la columna se realiza en función del caudal de los vapores ascendentes por la misma. Para ello, se ha supuesto en primera instancia una velocidad de 0,76 m/s, atendiendo a que la bibliografía consultada aconseja para el cálculo preliminar unas velocidades de entre 0,6 m/s y 0,76 m/s [38].

Es preciso señalar que los caudales de vapor varían a lo largo de la columna por tanto, el diámetro de la misma no va a ser constante, sino que al contrario, se dispondrá de diferentes diámetros para los diferentes tramos que conforman la columna.

El cálculo del diámetro se realiza a partir de las siguientes expresiones:



$$A_N = \frac{F_{OP}}{U_{OP}}$$

donde:

$A_N$ : área neta de la columna, expresada en  $m^2$

$F_{OP}$ : caudal de la fase vapor, expresado en  $m^3/s$

$U_{OP}$ : velocidad de paso del vapor sobre el plato, expresada en  $m/s$

Como se ha comentado anteriormente,  $U_{OP}$  va a ser constante e igual a 0,76 m/s a lo largo de la columna.

Para el cálculo de  $F_{OP}$  hay que tener en cuenta, en cada sección, el caudal real de hidrocarburos en fase vapor y el vapor de "stripping" (V+S) y las condiciones de presión y temperatura existentes en dicha zona:

$$F_{OP} = (V + S)(kmol/h) \times 22,4 \left( \frac{m^3}{kmol} \right) \times \frac{T_{plato}(K) \times P_{atmosférica}(ata)}{3\,600 \left( \frac{s}{h} \right) \times 273(K) \times P_{plato}(ata)}$$

$$A_T = A_N + A_{DC}$$

donde:

$A_T$ : área total, expresada en  $m^2$

$A_N$ : área neta, expresada en  $m^2$

$A_{DC}$ : área ocupada por el "downcomer" o tubo de descenso, expresado en  $m^2$

Para el cálculo de la capacidad de los platos, se acepta que el área ocupada por el "downcomer" sea un 12 % del área total [39]. De esta manera la expresión anterior puede escribirse como:

$$A_T = A_N + 0,12A_T = \frac{A_N}{0,88}$$

Finalmente el diámetro de la columna se expresa como:

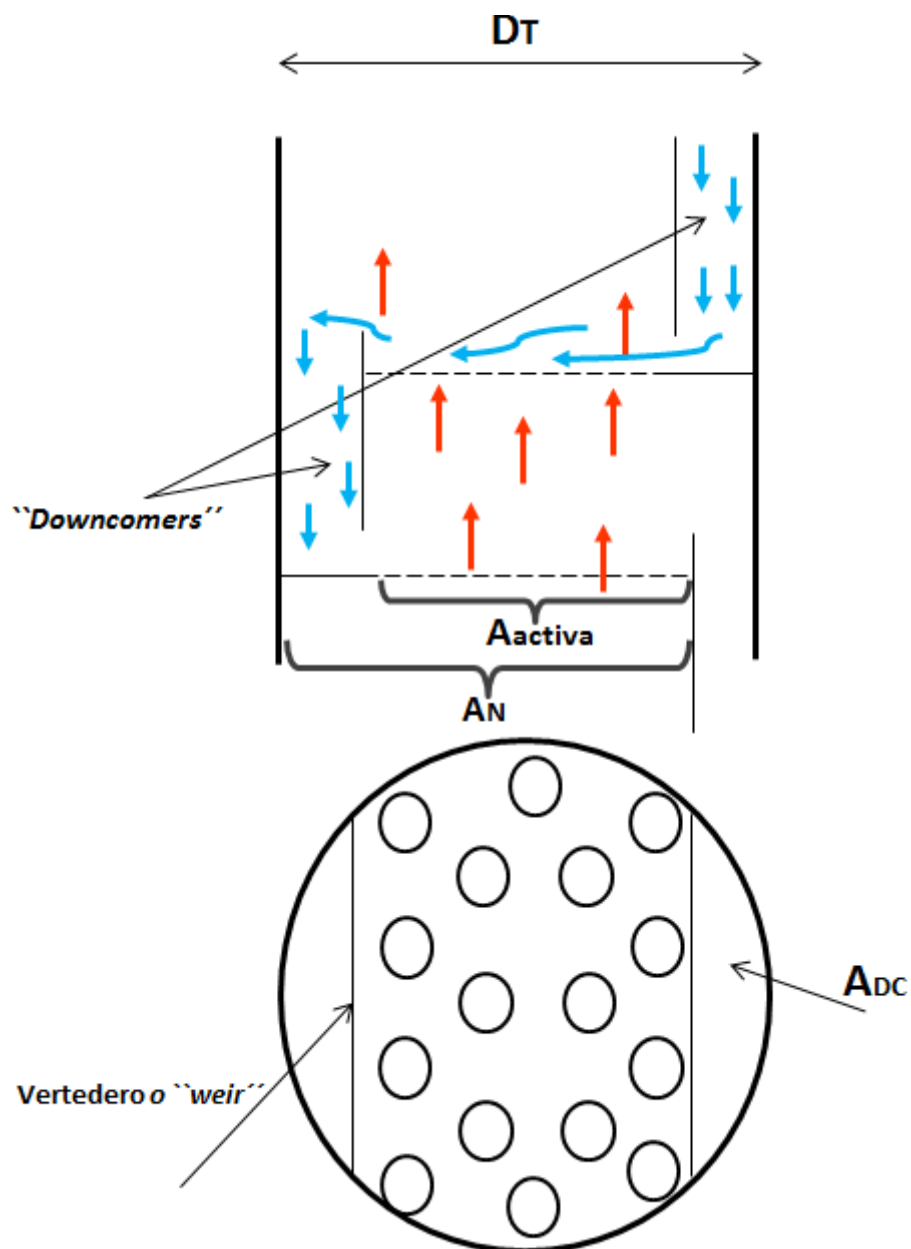
$$D_T = \sqrt{\frac{4 A_T}{\pi}}$$

donde:

$D_T$ : diámetro de la columna, expresado en m

$A_T$ : área total, expresado en  $m^2$

En el esquema de la *Figura 32* se muestran algunas de las definiciones utilizadas para el cálculo del diámetro:



*Figura 32: Plato de orificios y "downcomers"*

Con todo esto se obtiene los diámetros que se muestran a continuación en la *Tabla 64* :

Tabla 64: Diámetro de la columna por secciones

Zona	corrientes	Tvap	p	Fop	Uop	An	At	Dt (m)
Fondo	V1+S0	371	1,8	1,586	0,76	2,09	2,372	1,74
flash	V0+S0	373	1,75	16,08	0,76	21,16	24,05	5,53
flash	V2+S0	373	1,73	17,26	0,76	22,71	25,81	5,73
pl.extracción 3	V3+S0	335	1,71	20,75	0,76	27,30	31,03	6,29
pl.extracción 2	V5+S0+S1	290	1,54	29,47	0,76	38,78	44,06	7,49
pl.extracción 1	V7+S0+S1+S2	230	1,35	40,32	0,76	53,05	60,3	8,76
Cabeza	V9+S0+S1+S2+S3	144	1,15	34,82	0,76	45,81	52,06	8,14

En la práctica, para casos como éste en el que existen varios diámetros, sólo se van a considerar aquellos en los que existe una diferencia superior al 20 %, siempre que la longitud de la sección sea de unos 6 m, de otra manera, no es económicamente rentable y por tanto el diámetro ha de ser uniforme [40]. Además, el diámetro de la columna en el fondo se aconseja que sea de 2 m [41]. Por lo tanto la sección de la columna queda como se muestra en la Tabla 65:

Tabla 65: Sección final de la columna

Tramo	Dt (m)
fondo	2
flash - cabeza	8,76

#### 4.12.2 CÁLCULO DE LA ALTURA

Para el cálculo de la altura de la columna se ha utilizado la correlación de Heaven:

$$H_C = 0,61 \times \frac{S}{\eta} + 4,27$$

donde:

$H_C$ : altura de la columna, expresada en m

$S$ : número de etapas teóricas

$\eta$ : eficiencia promedio de los platos de la columna

Esta correlación aplica una separación óptima de 61 cm entre platos reales, es decir los platos teóricos divididos por su eficiencia media, más 4,27 m correspondientes, al espacio de 1,27 m adicional que ha de localizarse por encima del plato superior para separar el líquido arrastrado y 3 m por debajo del plato inferior o de cola para disponer de suficiente capacidad de

remansamiento [42]. La eficiencia promedio de los platos de la columna, puede suponerse en primera instancia igual al 75 % [43].

Por lo tanto, la altura de la columna será:

$$H_c = 0,61 \times \frac{28}{0,75} + 4,27 = 27 \text{ m}$$

### 4.13 Dimensionamiento de los ``strippers`` laterales

Como se ha visto a lo largo del proceso de cálculo, la columna va a disponer de tres ``strippers`` laterales, con tres platos cada uno, a partir de los cuales, van a obtenerse K, DO y AGO mediante un stripping con vapor de agua.

#### 4.13.1 ``STRIPPER`` LATERAL 1

Es el ``stripper`` de cuyo fondo se obtiene keroseno (K). Tal y como se recoge en los criterios de diseño de la *Tabla 8*, la presión en la cabeza del mismo era de 1,35 ata.

Suponiendo una caída de presión en cada uno de los tres platos que la componen de 0,013 ata [44], la presión en el fondo del ``stripper`` será:

$$P_{fondo} = P_{cabeza} + \Delta p$$

donde:

$P_{fondo}$ : presión en el fondo del ``stripper`` expresada en ata

$P_{cabeza}$ : presión en la cabeza de ``stripper``, expresada en ata

$\Delta p$ : caída de presión en los platos del ``stripper``, expresada en ata

A esa presión y a una temperatura de 211 °C, correspondiente a la temperatura a la que se obtiene el keroseno, el caudal real de la fase vapor, compuesto por  $V_8$  y  $S_3$  es:

$$Q_{real\ fase\ vapor} = \frac{(V_8 + S_3) \times 22,4 \times T_K \times P_{c.n}}{3600 \times T_{c.n} \times P_{fondo}}$$

donde:

$Q_{real\ fase\ vapor}$ : tráfico de vapor por el ``stripper``, expresado en m<sup>3</sup>/s

$V_8$ : caudal de hidrocarburos en fase vapor, expresado en kmol/h

$S_3$ : caudal de vapor de agua introducido por el fondo del ``stripper``, expresado en kmol/h

$T_K$ : temperatura a la que se extrae el keroseno, expresado en K

$P_{c.n}$ : presión en condiciones normales, expresada en ata

$T_{c.n}$ : temperatura en condiciones normales, expresada en K

$P_{\text{fondo}}$ : presión en el fondo del ``stripper`` expresada en ata

Si se supone una velocidad óptima de los vapores ascendentes de 0,65 m/s, el área transversal del ``stripper`` será:

$$A_s = \frac{Q_{\text{real fase vapor}}}{U_{op}}$$

donde:

$A_s$ : área de la sección transversal del ``stripper``, expresada en  $\text{m}^2$

$Q_{\text{real fase vapor}}$ : tráfico de vapor por el ``stripper``, expresado en  $\text{m}^3/\text{s}$

$U_{OP}$ : velocidad de los vapores ascendentes, expresada en m/s

Finalmente el diámetro del ``stripper`` lateral se expresará como:

$$D_s = \sqrt{\frac{4 A_s}{\pi}}$$

donde:

$D_s$ : diámetro del ``stripper``, expresado en m

$A_s$ : área de la sección transversal del ``stripper``, expresada en  $\text{m}^2$

Fruto de estas operaciones, se obtiene el diámetro que se muestra a continuación en la *Tabla 66*:

*Tabla 66: Diámetro del ``stripper`` lateral 1*

Presión cabeza stripper 1	1,35	ata
Presión fondo stripper 1	1,39	ata
Q V8+S3	1,37	m3/s
As	2,1	m2
<b>D stripper1</b>	<b>1,64</b>	<b>m</b>

#### 4.13.2 ``STRIPPER`` LATERAL 2

El procedimiento de cálculo para la obtención del diámetro de este ``stripper``, del que se obtiene DO a 267 °C, es idéntico al utilizado en el apartado anterior. En la *Tabla 67* se muestran los resultados obtenidos:

Tabla 67: Diámetro del ``stripper`` lateral 2

Presión cabeza stripper 2	1,53	ata
Presión fondo stripper 2	1,57	ata
Q V6+S2	0,96	m3/s
As	1,5	m2
<b>D stripper2</b>	<b>1,37</b>	<b>m</b>

#### 4.13.3 ``STRIPPER`` LATERAL 3

Siguiendo el mismo procedimiento, se calcula el diámetro del ``stripper`` lateral inferior del que se extrae el AGO a 315 °C. Los resultados obtenidos se recogen en la Tabla 68:

Tabla 68: Diámetro del ``stripper`` lateral 3

Presión cabeza stripper 3	1,7	ata
Presión fondo stripper 3	1,74	ata
Q V4+S1	0,86	m3/s
As	1,32	m2
<b>D stripper3</b>	<b>1,30</b>	<b>m</b>

Generalmente, los ``strippers`` laterales se disponen en planta uno encima del otro, de manera que forman una columna de diámetro constante [45], en este caso, 1,64 m de diámetro.

La altura de esta columna auxiliar, vendrá dada por la ya utilizada correlación de Heaven:

$$H_{CA} = 0,61 \times \frac{S}{\eta} + 4,27$$

donde:

$H_{CA}$ : altura de la columna auxiliar, expresada en m

S: número de etapas teóricas

$\eta$ : eficiencia promedio de los platos de la columna auxiliar

Puesto que cada ``stripper`` lateral consta de 3 etapas, la columna auxiliar dispondrá de 9 etapas teóricas totales. Suponiendo un rendimiento del 75 %, la altura de la columna auxiliar será de:

$$H_{CA} = 0,61 \times \frac{9}{0,75} + 4,27 = \mathbf{11,6\ m}$$

## 5 Conclusiones

Se ha realizado el dimensionamiento básico de una columna de destilación atmosférica capaz de procesar 100 000 barriles/día, resultando en una torre de 8,76 m de diámetro en la sección situada entre la cabeza de columna y la zona flash, y 2 m de diámetro en la zona del ``stripping`` de fondo, con una altura total de 27 m.

La columna consta de 5 extracciones, siendo una por cabeza de columna, una por fondo y tres extracciones laterales situadas en las etapas teóricas 8, 14 y 21 (*Figura 28*). Se alimentan a una columna auxiliar, formada por tres ``strippers`` laterales, dispuestos unos sobre el otro, conformando una torre de 1,64 m de diámetro y una altura de 11,6 m y 9 etapas teóricas.

A pesar de que el factor determinante para el cálculo del diámetro es el tráfico de vapor, siendo así como se ha realizado en este trabajo, a menudo, este se modifica basado en un enfoque de ensayo y error, reajustando el mismo en función de los datos de las correlaciones de rendimiento de la columna. En todo caso, el diámetro calculado debe ser ajustado apropiadamente de acuerdo con los estándares de fabricación.

En cuanto al cálculo de la altura de la columna, tanto la de destilación como la auxiliar de desorción, está basado en función de la eficiencia de los platos y por tanto, cualquier modificación del diámetro, repercutirá en la eficiencia de ésta y por tanto también en la altura. Finalmente, a la hora de abordar el diseño definitivo de la columna, debe analizarse detalladamente la hidráulica de los platos, optimizando las dimensiones fundamentales de éstos para que la eficacia sea la máxima posible y su funcionamiento sea adecuado.

## 6 Bibliografía

- [1] GOMIS, M: Introducción a las operaciones de separación. Publicaciones Universidad de Alicante. ISBN 84-7908-405-7
- [2] Hassan Al-Haj, Ibrahim (1999): Design of Fractionation Columns. Dept of Chemical Engineering, Al-Baath University, Homs, Syria
- [3] Forbes RJ. A short history of the art of distillation. Leiden: E. J. Brill; 1970.
- [4] Sorel E. La rectification de l'alcool. Paris: Gauthier-Villars et fils; 1893.
- [5] (Lord) Rayleigh. On the distillation of binary mixtures. Philosophical Magazine 1902; 4:521-537.
- [6] M, Urbain G and Boll: La science, ses progrès, ses applications. Vol. 2, Les applications et les théories actuelles, p. 304. 1934
- [7] Humphrey JL. and Keller, G. E., Separation Process Technology, New York: McGraw-Hill; 1997.
- [8] Francisco Domingo. Apuntes 2011/12. UPM
- [9] Rao, B.K.B. (1990). Modern Petroleum Refining Processes (2nd Edition Ed.) Oxford & IBH Publishers. ISBN 81-204-0481-5
- [10] Perry, Robert H. and Green, Don W. (1984). Perry's Chemical Engineers' Handbook (6th ed.). McGraw-Hill. ISBN 0-07-049479-7.
- [11] James H. Gary and Glenn E. Handwerk (2001). Petroleum Refining: Technology and Economics (4th ed.). CRC Press. ISBN 0-8247-0482-7.
- [12] SECRETARÍA DE ENERGÍA. Propiedades de los hidrocarburos  
<http://energia3.mecon.gov.ar/contenidos/verpagina.php?idpagina=484>
- [13] SECRETARÍA DE ENERGÍA. Propiedades de los hidrocarburos  
<http://energia3.mecon.gov.ar/contenidos/verpagina.php?idpagina=487>
- [14] SECRETARÍA DE ENERGÍA. Propiedades de los hidrocarburos  
<http://energia3.mecon.gov.ar/contenidos/verpagina.php?idpagina=448>



[15] DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA DE CRUDO ``TOPPING``. Apuntes de la industria de los recursos energéticos (LIRE).

[16] <http://www.fuelcellenergy.com/technology.php>

[17] Ramos Carpio, Miguel Angel. REFINO DE PETROLEO, GAS NATURAL Y PETROQUIMICA. Anexo I

[18] Rao, B.K.B. (1990). Modern Petroleum Refining Processes (2nd Edition Ed.) Oxford & IBH Publishers. ISBN 81-204-0481-5

[19] Ramos Carpio, Miguel Angel. REFINO DE PETROLEO, GAS NATURAL Y PETROQUIMICA. Anexo I

[20] Ramos Carpio, Miguel Angel. REFINO DE PETROLEO, GAS NATURAL Y PETROQUIMICA. Anexo III

[21] Ramos Carpio, Miguel Angel. REFINO DE PETROLEO, GAS NATURAL Y PETROQUIMICA. 3. Fraccionamiento y refino de petróleo crudo

[22] Ramos Carpio, Miguel Angel. REFINO DE PETROLEO, GAS NATURAL Y PETROQUIMICA. Anexo III

[23] Ramos Carpio, Miguel Angel. REFINO DE PETROLEO, GAS NATURAL Y PETROQUIMICA. 3. Fraccionamiento y refino de petróleo crudo. Fraccionamiento y desalado de crudo

[24] Ramos Carpio, Miguel Angel. REFINO DE PETROLEO, GAS NATURAL Y PETROQUIMICA. 3. Fraccionamiento y refino de petróleo crudo

[25] Ramos Carpio, Miguel Angel. REFINO DE PETROLEO, GAS NATURAL Y PETROQUIMICA. Problemas resueltos.

[26] Ramos Carpio, Miguel Angel. REFINO DE PETROLEO, GAS NATURAL Y PETROQUIMICA. Anexo I-7

- [27] Ramos Carpio, Miguel Angel. REFINO DE PETROLEO, GAS NATURAL Y PETROQUIMICA. 3. Fraccionamiento y refino de petróleo crudo.
- [28] Ramos Carpio, Miguel Angel. REFINO DE PETROLEO, GAS NATURAL Y PETROQUIMICA. Anexo II
- [29] Ramos Carpio, Miguel Angel. REFINO DE PETROLEO, GAS NATURAL Y PETROQUIMICA. Anexo II
- [30] Ramos Carpio, Miguel Angel. REFINO DE PETROLEO, GAS NATURAL Y PETROQUIMICA. 3. Fraccionamiento y refino de petróleo crudo.
- [31] Ramos Carpio, Miguel Angel. REFINO DE PETROLEO, GAS NATURAL Y PETROQUIMICA. 3. Fraccionamiento y refino de petróleo crudo.
- [32] Ramos Carpio, Miguel Angel. REFINO DE PETROLEO, GAS NATURAL Y PETROQUIMICA. Anexo II
- [33] Ramos Carpio, Miguel Ángel. REFINO DE PETROLEO, GAS NATURAL Y PETROQUIMICA. Problemas resueltos.
- [35] Ramos Carpio, Miguel Ángel. REFINO DE PETROLEO, GAS NATURAL Y PETROQUIMICA. Problemas resueltos.
- [36] Ramos Carpio, Miguel Angel. REFINO DE PETROLEO, GAS NATURAL Y PETROQUIMICA. 3. Fraccionamiento y refino de petróleo crudo.
- [37] <http://nptel.ac.in/courses/103102022/10>
- [38] Ramos Carpio, Miguel Ángel. REFINO DE PETROLEO, GAS NATURAL Y PETROQUIMICA. 3. Fraccionamiento y refino de petróleo crudo.
- [39] Francisco Domingo. Fundamentos de la destilación. Apuntes Ingeniería de procesos y operaciones básicas 2011/12. UPM
- [40] Kister HZ. Distillation design. New York: McGraw-Hill Book Co.; 1992.

- [41] Hassan Al-Haj Ibrahim. Design of Fractionation Columns. Dept of Chemical Engineering, Al-Baath University, Homs, Syria
- [42] Marcilla Gomis, A. INTRODUCCIÓN A LAS OPERACIONES DE SEPARACIÓN. Publicaciones Universidad de Alicante. ISBN 84-7908-405-7.
- [43] Ramos Carpio, Miguel Ángel. REFINO DE PETROLEO, GAS NATURAL Y PETROQUIMICA. 3. Fraccionamiento y refino de petróleo crudo.
- [44] David S. J. Jones, Peter R. Pujadó. HANDBOOK OF PETROLEUM PROCESSING
- [45] Kister HZ. Distillation design. New York: McGraw-Hill Book Co.; 1992.
- [46] Peters and Timmerhaus. Mass transfer and reactor equipment. McGraw-Hill

# COLUMNA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA DE 100 000 BPD

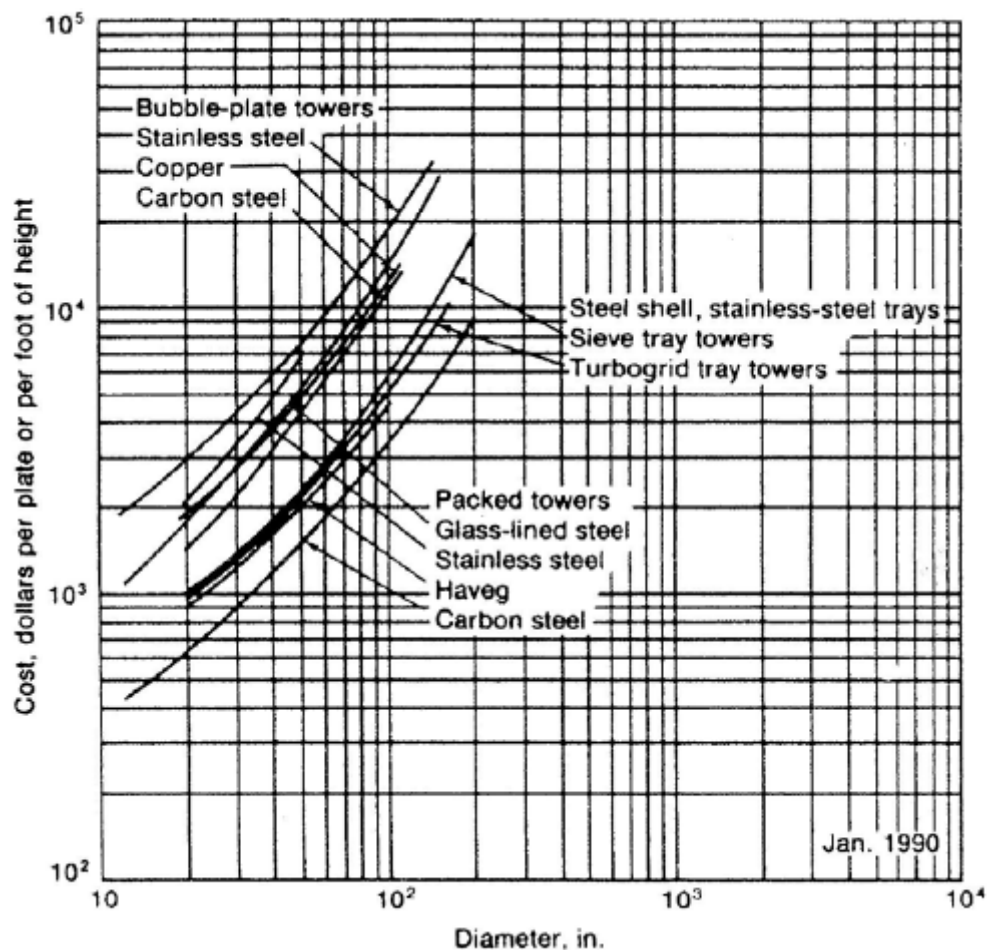
DOCUMENTO N° 2: ESTUDIO ECONÓMICO

# 1 Costes del proyecto

## 1.1 Presupuesto

Al tratarse de una etapa de diseño inicial y teniendo en cuenta que la columna de destilación va a disponer de varios diámetros, los resultados del presupuesto deben contemplarse más como un análisis de sensibilidad económico que puede variar considerablemente con vistas al diseño definitivo de la columna. Estas mismas consideraciones, se aplican al coste de la columna auxiliar o de ``stripping``.

El coste de la columna de destilación de crudo, se ha obtenido de la *Figura 33* [46]:



*Figura 33: Coste de la columna por pie de altura*

*Fuente: [46]*

Como puede apreciarse, el coste es por unidad de altura de la columna, en este caso, pies. La columna de destilación considerada tiene la carcasa de acero con platos de orificios de acero inoxidable.

El coste está referido a USD del año 1990, e incluye los costes de instalación así como los costes de elementos auxiliares, tales como plataformas, escaleras, pasamanos y aislamientos. A continuación se muestra en la *Tabla 69* los costes obtenidos para la columna de destilación atmosférica, en USD del año 1990:

*Tabla 69: Coste de la columna de destilación*

<b>Columna de destilación</b>				
Diámetr.(m)	Diámetr.(in)	Coste (\$/ft de altura)	Altura (ft)	Coste (\$ del año 1990)
8,76	345	13 000	88,59	1 151 631,00

Para actualizar este coste al año 2015 es necesario conocer la inflación anual a lo largo de este lapso de tiempo tal y como se muestra en la *Tabla 70*:

*Tabla 70: Inflación anual en los EE.UU*

1991	4.21	2003	1.88
1992	3.01	2004	3.26
1993	2.99	2005	3.42
1994	2.56	2006	2.54
1995	2.83	2007	4.30
1996	2.95	2008	0.09
1997	2.29	2009	2.72
1998	1.56	2010	1.50
1999	3.25	2011	2.96
2000	3.39	2012	1.74
2001	1.55	2013	1.50
2002	2.38	2014	0.76
Año	USA %	Año	USA %

Fuente: INPC

El coste de la columna de destilación, en euros se muestra a continuación, en la *Tabla 71*:

*Tabla 71: Coste total de la columna de destilación*

<b>Columna de destilación</b>		
Coste actualizado (\$ del año 2015)	Tasa de cambio	Coste total (€)
2 073 339,06	1,12 USD/EUR	<b>1 859 163,43</b>

En cuanto a la columna auxiliar de ``stripping``, el cálculo del coste ha sido idéntico y los resultados obtenidos se resumen en la *Tabla 72*:

*Tabla 72: Coste columna auxiliar en el año 1990*

<b>Columna auxiliar</b>				
Diámetr.(m)	Diámetr.(in)	Coste (\$/ft de altura)	Altura (ft)	Coste (\$ del año 1990)
1,64	64,57	3 000,00	38,06	114 180,00

Actualizando esa suma de dinero, mediante la inflación anual que se muestra en la *Tabla 70*, se obtiene el presupuesto final de la columna de ``stripping``, tal y como se indica en la *Tabla 73*:

*Tabla 73: Coste total de la columna auxiliar*

<b>Columna auxiliar</b>		
Coste actualizado (\$ del año 2015)	Tasa de cambio	Coste total (€)
205 562,00	1,1152 USD/EUR	<b>184 327,31</b>

En definitiva, el presupuesto final asignado a este proyecto es el que aparece en la *Tabla 74*:

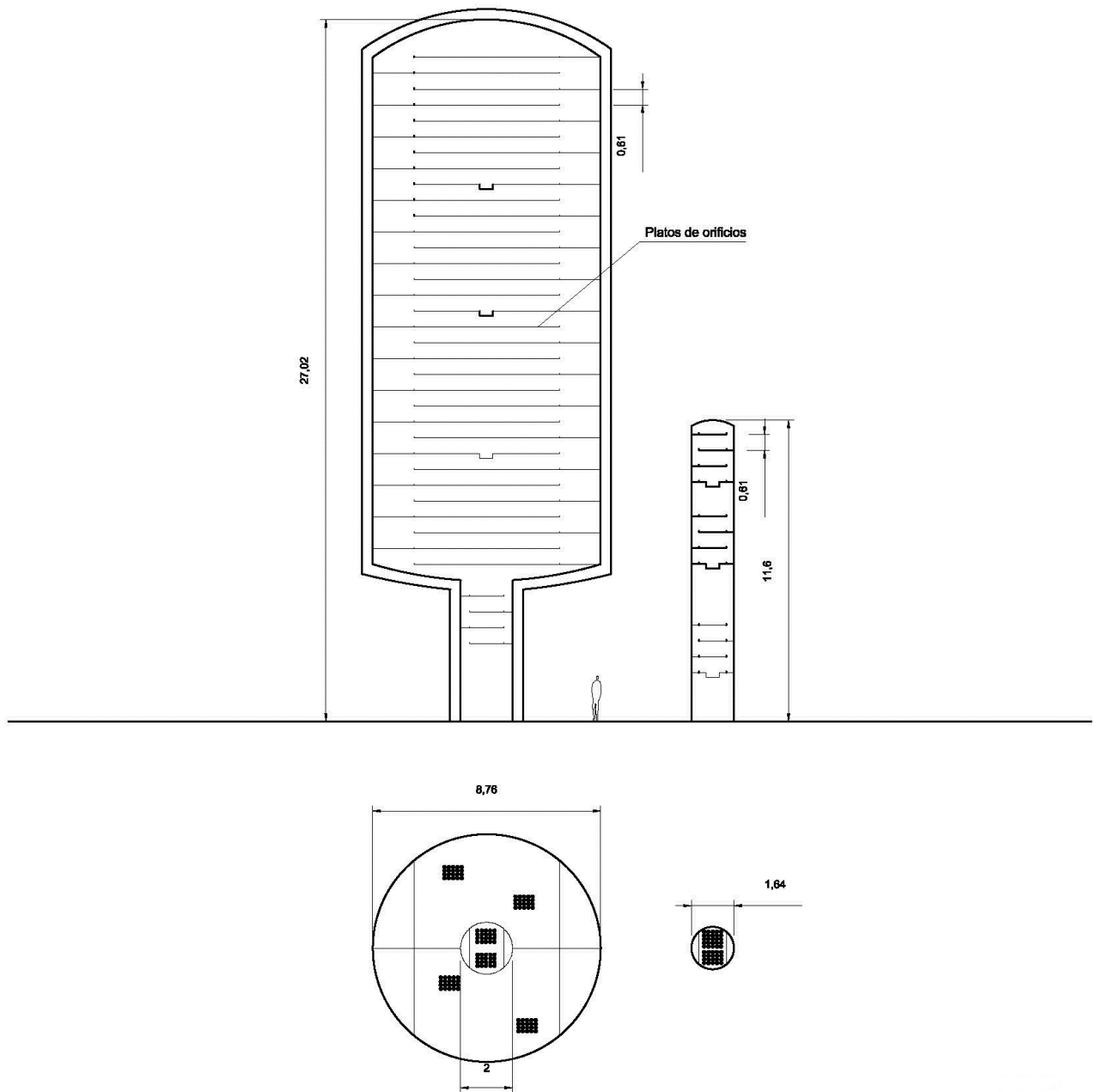
Tabla 74: Presupuesto total del proyecto

Columna de destilación	
Coste total (€)	
1 859 163,43	
Columna auxiliar	
Coste total (€)	
184 327,31	
PRESUPUESTO FINAL	
2 043 490,74	€



# COLUMNA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA DE 100 000 BPD

## DOCUMENTO N° 3: PLANOS



E.T.S.DE INGENIEROS DE MINAS Y ENERGÍA	
Autor: Javier Agudín Muñoz	COLUMNA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA DE 100 000 BPD
Escala: 1:200	
Fecha: 16 - 10 - 2015	COLUMNA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA Y DE STRIPPING
Nº de plano: 1	

Unidades del dibujo  
expresadas en m